



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**

**FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

**Uso de Simulador no Estudo de Aumento de Escala e Viabilidade  
Econômica do Processo de Extração Supercrítica de Produtos  
Naturais**

**Ivor Martin do Prado**

Engenheiro de Alimentos, 2007 (UEM)

Orientadora: Profa. Dra. Maria Angela de Almeida Meireles

Dissertação apresentada à Faculdade  
de Engenharia de Alimentos, da  
Universidade Estadual de Campinas,  
para a obtenção do Título de Mestre  
em Engenharia de Alimentos.

Campinas, 2009

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA FEA – UNICAMP

Prado, Ivor Martin do

P882u      Uso de simulador no estudo de aumento de escala e viabilidade econômica do processo de extração supercrítica de produtos naturais / Ivor Martin do Prado. -- Campinas, SP: [s.n.], 2009.

Orientador: Maria Angela de Almeida Meireles

Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos

1. Simulação. 2. Aumento de escala. 3. Custo de manufatura. 4. Extração supercrítica. I. Meireles, Maria Ângela de Almeida. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.

(cars/fea)

Título em inglês: Use of simulator in scale up and economic viability of supercritical fluid extraction from natural sources

Palavras-chave em inglês (Keywords): Simulation, scale up, Cost of manufacture, Supercritical extraction

Titulação: Mestre em Engenharia de Alimentos

Banca examinadora: Maria Angela de Almeida Meireles

Marcelo Telascrêa

Fernando Antonio Cabral

Data de defesa: 20/03/2009

Programa de Pós Graduação: Programa em Engenharia de Alimentos

## **BANCA EXAMINADORA**

---

Prof. Dra. Maria Angela de Almeida Meireles  
DEA – FEA / Unicamp  
Orientadora

---

Dr. Marcelo Telascrêa  
Centroflora  
Membro

---

Dr. Fernando Antônio Cabral  
DEA – FEA / UNICAMP  
Membro

---

Dra. Patricia Franco Leal  
INOVA / UNICAMP  
Membro Suplente

---

Dra. Miriam Dupas Hubinger  
DEA – FEA / UNICAMP  
Membro Suplente



*“Quero, um dia, poder ter a liberdade de dizer às  
pessoas que nada foi em vão... Que o amor existe, que  
vale a pena se doar as amizades e às pessoas, que a  
vida é bela sim, e que eu sempre dei o melhor de mim...  
e que valeu a pena.”*

(Trecho do poema Nada foi em vão... – **Mario Quintana**)





*Aos meus pais **Ivanor e Marlene** e aos meus irmãos **Juliana e Rodolpho**, pelo apoio que sempre demonstraram em todas as etapas da minha vida. Pelos momentos de alegria e divertimento que passamos juntos. Pelos incentivos aos estudos e a minha formação profissional. Ao meu amor e companheira **Glaucia Helena Carvalho** pelo carinho e amor demonstrado e por todos os momentos bons que passamos juntos.*





## **AGRADECIMENTOS**

À Prof. Dra. Maria Angela de A. Meireles, pelo aporte de conhecimento e pela orientação à realização desta dissertação;

À Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), pelo fornecimento de estrutura para a realização deste trabalho;

À CAPES, pelo apoio financeiro concedido;

À CENTROFLORA, pela parceria junto ao projeto PIT/FAPESP;

Aos Membros da Banca Examinadora, Dr. Marcelo Telascrêa ,Dr. Fernando Antonio Cabral, Dra. Patricia Franco Leal e Dra. Miriam Dupas Hubinger pelas valiosas sugestões para redação da versão final da presente dissertação;

Ao técnico do LASEFI, Ariovaldo, pelo auxílio e manutenção dos equipamentos;

À amiga Dra. Patricia Franco Leal, pela contribuição intelectual, conselhos e momentos de lazer que passamos juntos;

Ao amigo Helmut Navarro, pelo companheirismo;

Aos colegas do LASEFI, pela contribuição técnica e científica;

Aos colegas da pós-graduação do departamento de Engenharia de Alimentos pelos momentos que compartilhamos;



---

**Índice Geral**

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO E OBJETIVOS .....	1
1.1. Introdução .....	1
1.2. Objetivos .....	3
1.2.1. Objetivo Geral .....	3
1.2.2. Objetivos Específicos.....	4
CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
2.1. Fluido Supercrítico.....	5
2.2. Solvente Supercrítico .....	6
2.3. Processo de Extração Supercrítica .....	7
2.3.1. Utilização de Modificadores ou Co-Solventes .....	8
2.3.2. Parâmetros de Processo.....	8
2.4. Simulação de Processos.....	13
CAPÍTULO 3 – MATERIAL E MÉTODO.....	23
3.1. Matéria-Prima.....	23
3.2. Extração com Fluido Supercrítico.....	24
3.2.1. Equipamento .....	24
3.2.2. Procedimento .....	25
3.2.3. Determinação da Curva Cinética .....	26
3.3. Análise dos Extratos .....	27
3.3.1. Cromatografia em Camada Delgada (CCD) .....	27
3.4. Análise Estatística .....	28
3.5. Simulador de Processos.....	28
3.5.1. Fluxograma do Processo .....	29
3.5.2. Montagem da Unidade de Processo .....	30
3.5.3. Balanços de Massa .....	36
3.6. Análise Econômica.....	37
3.6.1. Custo de Investimento Fixo (FCI) .....	37

---

3.6.2.	Custo de Matéria-Prima (CRM).....	39
3.6.3.	Custos de mão-de-obra (COL).....	41
3.6.4.	Custo de utilidades (CUT).....	42
3.6.5.	Custo de tratamento de resíduos (CRW) .....	42
3.6.6.	COM ao longo da curva cinética .....	43
3.7.	Aumento de Escala .....	44
4.	CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	47
4.1.	Curcuma.....	47
4.1.1.	Cálculo do Custo de Manufatura.....	48
4.2.	Alecrim-pimenta .....	52
4.2.1.	Caracterização da Matéria Prima.....	52
4.2.2.1.	Análise Estatística .....	53
4.2.3.	Cromatografia em Camada Delgada (CCD) .....	55
4.2.4.	Cromatografia Gasosa Acoplada à Espectrômetro de Massa (CG-EM) .....	57
4.2.5.	Cálculo do Custo de Manufatura.....	58
	CAPÍTULO 5 - CONCLUSÃO.....	63
	CAPÍTULO 6 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	66

## **Nomenclatura / Abreviações**

AACEI: Association for Advancement of Cost Engineering International

b.s.: base seca

b.u.: base úmida

CER: constant extraction rate period (período de taxa constante de extração)

COL: cost of operational labor (custo de mão de obra)

COM: cost of manufacturing (custo de manufatura)

CRM: cost of raw material (custo de matéria-prima)

CUT: cost of utilities (custo de utilidades)

CWT: cost of waste treatment (custo de tratamento de resíduos)

DC: diffusion-controlled rate period (período de taxa de controle por difusão)

EDE: equação de estado

FCI: fixed cost of investment (custo fixo de investimento)

FER: falling extraction rate period (período de taxa decrescente de extração)

GRAS: generally recognized as safe

m/m: massa por massa

OEC: overall extraction curve (curva global de extração)

P: Pressão

S/F: Solvent/Feed (razão entre massa de solvente e massa de matéria-prima de alimentação)

SFE: supercritical fluid extraction (extração com fluido supercrítico)

T: temperatura

$t_{\text{CER}}$ : tempo do período CER

v/v: volume por volume

$X_o$ : rendimento global de extração





## DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

AUTOR: Ivor Martin do Prado

TÍTULO: Uso de simulador no estudo de aumento de escala e viabilidade econômica do processo de extração supercrítica de produtos naturais

ORIENTADORA: Profª. Dra. Maria Angela de Almeida Meireles

## RESUMO

O presente trabalho teve por objetivo validar um modelo do processo supercrítico aplicado a avaliação econômica utilizando-se um simulador comercial de processos (SuperPro Designer®) a partir de dados obtidos na literatura para a cúrcuma (*Curcuma longa* L.) e dados laboratoriais obtidos para o alecrim-pimenta (*Lippia sidoides*) e estudar os efeitos de aumento de escala no custo de manufatura (COM) do extrato vegetal de planta condimentar obtido por tecnologia supercrítica em equipamentos de extração supercrítica de diferentes capacidades.

A validação do modelo de extrator SFE foi realizada utilizando-se o simulador de processos SuperPro Designer® que consiste de um conjunto de ferramentas capaz de estimar parâmetros econômicos e de processos, provido de um amplo banco de dados contendo substâncias simples e compostas comumente encontradas nas indústrias de alimento, química e farmacêutica. A montagem do modelo ocorreu utilizando os equipamentos disponíveis no banco de dados do simulador, porém por se tratar de um processo não convencional de extração o simulador não compreende um modelo de extrator SFE, sendo necessário adaptar esta operação unitária a um equipamento disponível, apto a realizar as funções necessárias.

O aumento de escala foi avaliado utilizando-se o modelo SFE proposto que permitiu utilizar as ferramentas de aumento de escala disponíveis no simulador SuperPro Designer®. Nesta etapa assumiu-se que a relação entre a massa de solvente e a massa de alimentação permanece constante quando o modelo passa da escala laboratorial para a escala industrial, sendo assim, a relação entre rendimento e tempo de processo será igual para ambos os casos. Os fluxograma das plantas SFE estudadas no aumento de escala foram unidades semi-contínuas contendo dois extratores variando suas

capacidades de 0,005 m<sup>3</sup> a 1 m<sup>3</sup>. Os custos dos equipamentos utilizados na estimativa de custo foram comparados os preços praticados no mercado americano e chinês.

Para a estimativa do custo de manufatura (COM) do processo SFE pelo simulador foram utilizados os modelos da etapa de avaliação do aumento de escala e a curva global de extração (OEC) para a cúrcuma obtida da literatura. Os tempos de ciclos do processo foram selecionados de acordo com o menor valor de estimativa do custo de manufatura segundo a avaliação da curva global de extração (OEC), no caso da cúrcuma o tempo utilizado foi de 37 minutos enquanto que no caso do alecrim-pimenta o tempo utilizado foi de 100 minutos por ciclo.

Verificou-se que quando se trabalha com equipamentos de grande capacidade de produção o custo de manufatura não apresenta diferenças significativas independentemente do custo da unidade SFE, ou seja, o custo de equipamentos americanos ou chineses. Isto ocorre devido à grande participação do custo de matéria-prima (CRM) no COM, enquanto que os custos de investimento (FCI) não apresentaram grande influência no custo final de manufatura.

**Palavras-chave:** simulação, aumento de escala, custo de manufatura, extração supercrítica.

## ABSTRACT

AUTHOR: Ivor Martin do Prado

TÍTULO: Use of simulator in scale up and economic viability study of supercritical fluid extraction from natural sources.

MAJOR PROFESSOR: Prof<sup>a</sup>. Dra. Maria Angela de Almeida Meireles

Using the commercial simulator SuperPro Designer® the present work had for objective of validate a process model of supercritical solvent extraction (SFE) using data from literature for turmeric (*Curcuma longa* L.) and studying the effect of scale-up in the cost of manufacture (COM) in vegetal extract obtain via supercritical fluid extraction.

The validation of the supercritical fluid extractor (SFE) was carried out using the process simulator SuperPro Designer® that consist in a set of tools capable to estimate economic parameters of processes; the simulator contains a large data base with simple substances and complex mixtures found in food chemistry and drug industries. The assembly of the model occurred using the available equipments in the data base of the simulator, however since we are dealing with a non conventional extraction process, the SFE equipment was not available in the simulator, and thus, it was necessary to develop the extraction unit before caring out the simulations.

The scale-up was evaluated using the proposed model SFE that allowed the use of the available tools for scale up of the simulator SuperPro Designer®. In this stage it was assumed that the ratio between the mass of solvent and the feed mass remains constant for the laboratorial scale and the industrial scale units, therefore, the ratio between yield and process time will be equal in both cases. The flow diagram of the SFE units contains two extractors with capacities varying from 0,005 m<sup>3</sup> to 1 m<sup>3</sup>.

The costs of the SFE units were taken from manufactures in USA and China.

To estimate the cost of manufacturing (COM) for the extract produced by the SFE process data for the overall extraction curve (OEC) from literature for turmeric was used. The cycles of process used in the estimate of cost had been chosen in accordance with the times that had presented lowest cost evaluated along of the overall curve of extration (OEC), in the case of turmeric the process time used was 37 minutes whereas in the case of the alecrim-pimenta the time was used 100 minutes per cycle.

It was verified that for equipment of larger capacity of production the cost of manufacturing (COM) is not significantly affected by the cost of the SFE unit (American and Chinese). This occurs due the fact that the cost of the raw material cost (CRM) predominates in the COM, while of the fixed costs of investment (FCI) represents a smaller fraction of the final COM.

**Key words:** simulation, scale-up, cost of manufacturing, supercritical extraction







## **CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO E OBJETIVOS**

### **1.1. Introdução**

O interesse pela utilização de produtos naturais, principalmente aqueles de origem vegetal vem crescendo durante as ultimas décadas. Muito deste crescente interesse se deve as inúmeras possibilidades apresentadas na utilização dos extratos vegetais e óleos voláteis; estes extratos são utilizados principalmente pela indústria de alimentos como aditivos, antioxidantes, flavorizantes ou corantes, pela indústria química onde podem ser encontradas principalmente na formulação de cosméticos e, de forma, mais abrangente pela indústria farmacêutica, que vem dando uma atenção especial quanto às atividades farmacológicas presentes em tais extratos.

O Brasil é um país de grande extensão territorial, constituído por sete biomas: Amazônia, Caatinga, Cerrado, Mata Atlântica, Área Costeira, Pantanal e Campos do Sul (Brasil, 2007), com a ocorrência de seis diferentes tipos climáticos (Equatorial, Tropical, Tropical de Altitude, Tropical Úmido, Subtropical e Semi-Árido), e dono de aproximadamente um quinto da biodiversidade mundial (Fauna Brasil, 2008), o país caracteriza-se hoje por ser somente um grande exportador mundial de matéria-prima. Porém, nos últimos anos tem crescido o investimento em pesquisa e desenvolvimento tecnológico nesta área, pois, perante este imenso patrimônio natural o país apresenta inúmeras oportunidades de crescimento quanto à inovação biotecnológica. Diante deste quadro o Brasil demonstra possuir um futuro promissor na área de obtenção de extratos



vegetais com potencial de tornar-se um grande produtor e exportador mundial de extratos naturais.

No Brasil é comum a utilização do processo de destilação por arraste a vapor (SD) para obtenção de óleos voláteis e a utilização de solvente orgânico para obtenção de oleoresinas em escala industrial.

Um método ainda não empregado em escala industrial no país é a extração com fluido supercrítico (SFE – *Supercritical Fluid Extraction*), caracterizado por ser um processo reconhecido como ambientalmente seguro (*GRAS - Generally Recognized As Safe*) e preservar os compostos termo-sensíveis por utilizar temperaturas relativamente baixas durante o processo. O solvente geralmente utilizado nesta tecnologia é o dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) que tem como particularidade apresentar temperatura crítica ( $T_c$ ) e pressão crítica ( $P_c$ ) relativamente baixas, 304,2 K e 7,38 MPa, quando comparado a outros fluidos geralmente utilizados em pesquisas, ser atóxico, quimicamente inerte, barato, não inflamável e não deixar resíduo no produto final. Outro fator importante são as vantagens deste processo em relação aos processos tradicionais, no que se refere a particularidade do solvente utilizado, esta reside no fato deste apresentar ao mesmo tempo características de líquidos, como diferentes densidades a diferentes condições de temperatura e pressão, aumentando seu poder de solvatação, e propriedades típicas de gases, compressibilidade, viscosidade e difusão, em um único solvente, o que auxilia durante o processo de extração (Brunner, 1994).

Muitas plantas indústrias operando com tecnologia SFE podem ser encontradas em diversas partes do mundo, entretanto ainda não existe na América Latina nenhuma planta industrial em operação com esta tecnologia (Del Valle *et al.*, 2005), um motivo que pode justificar a falta de interesse é o alto capital de investimento inicial necessário na

instalação de uma planta industrial (Perrut,2000). O estudo de Leal (2008) verificou que o custo de matéria-prima (CRM) é predominante na composição do custo de manufatura (COM) para a maioria das matérias-primas estudadas.

Com o intuito de dar maior agilidade e diminuir os custos durante estudos de otimização e aumento de escala, simuladores de processos vem sendo utilizados para prever custos de produção para muitos processos industriais (Takeuchi *et al.*, 2006). Porém são poucos os trabalhos que utilizam simuladores para prever resultados de processos de extração com fluido supercrítico (Leal *et al.*, 2006). O desenvolvimento de modelos utilizando estes simuladores em conjunto com estudos laboratoriais de validação dos mesmos é de extrema importância no desenvolvimento de novos processos e obtenção de novos produtos de forma mais rápida e a custos inferiores aos atuais.

## **1.2. Objetivos**

### **1.2.1. Objetivo Geral**

Utilizar o simulador de processos SuperPro Designer® para estimar os custos envolvidos no funcionamento de uma unidade de extração por fluido supercrítico de produtos naturais em processo contínuo e obter dados necessários para os estudos de aumento de escala e estimar o custo de manufatura do processo supercrítico em escala industrial.

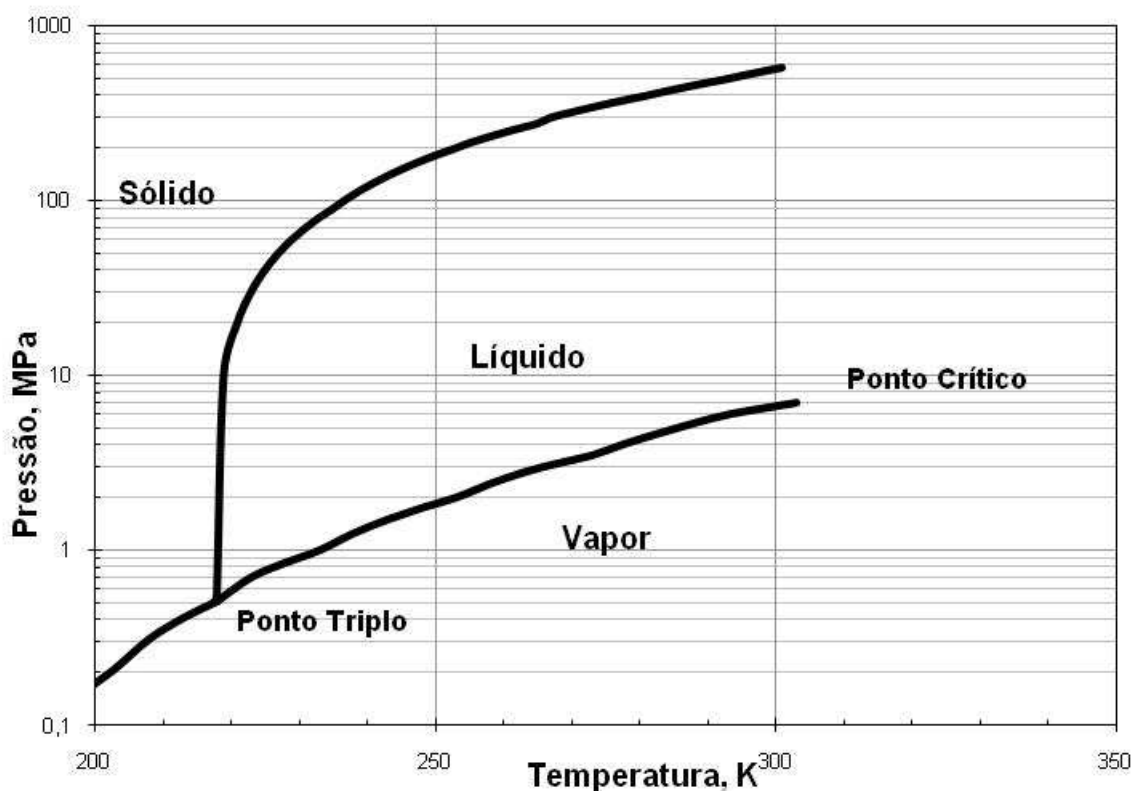
### **1.2.2. Objetivos Específicos**

- (i) Validar um modelo de simulação de unidade de extração supercrítica contínua, utilizando como parâmetro de comparação os dados obtidos de literatura para a cúrcuma.
- (ii) Criar todas as operações unitárias envolvidas no processo de extração supercrítica a partir dos sistemas existentes no simulador e, em caso de ausência de uma operação, buscar um similar ou criar, de acordo com as possibilidades oferecidas pelo programa.
- (iii) Utilizar o modelo obtido para simular a extração supercrítica de uma matriz vegetal ainda não estudada.
- (iv) Realizar estudos de aumento de escala a partir do modelo SFE utilizando os dados obtidos do simulador.
- (v) Estimar o custo de manufatura (COM) para escala industrial utilizando o simulador SuperPro Designer®.

## **CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1. Fluido Supercrítico**

Uma substância encontra-se em seu estado supercrítico quando atinge a sua pressão ( $P_c$ ) e temperatura ( $T_c$ ) críticas. Pouco antes de atingir a região supercrítica a substância passa pelo ponto crítico, caracterizado por ser o local de maior pressão e temperatura em que é possível observar-se as fases líquido e vapor de uma substância em equilíbrio. Acima deste ponto entramos na região em que é formado o fluido supercrítico, neste estado o fluido formado pode alterar bruscamente sua característica apenas com pequenas variações de pressão e temperatura. Na região próxima ao ponto crítico o fluido apresenta características típicas de líquidos como difusividade e densidade, e viscosidade e compressibilidade típicas dos gases, conforme apresentado na Figura 2.1. Desta forma o fluido apresenta um maior poder de solvatação além de melhorar sua difusividade o que se torna uma vantagem durante o processo SFE, sendo possível otimizar a seletividade durante a extração (Brunner, 1994).



**Figura 2.1.** Diagrama de fase do dióxido de carbono (Dados obtidos pelo Nist)

## 2.2. Solvente Supercrítico

Um bom solvente supercrítico deve apresentar algumas características para poder ser utilizado no processo SFE, deve ser atóxico, não inflamável, possuir baixo custo, ser quimicamente inerte, não deixar resíduo no produto final e possuir pressão ( $P_c$ ) e temperatura ( $T_c$ ) críticas moderadas. Dentre os diversos fluídos utilizados em pesquisas no processo supercrítico o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) é o fluído mais utilizado nos estudos de extração supercrítica por apresentar baixa temperatura crítica (304,2 K) pressão crítica (7,38 MPa), condições relativamente fáceis de serem alcançadas (Brunner, 1994).

## 2.3. Processo de Extração Supercrítica

O processo de extração supercrítica tem ganhado importância no processamento de produtos naturais visando aplicação nas indústrias de alimento, química e farmacêutica. Isto vem ocorrendo por se tratar de uma tecnologia limpa que não deixa resíduos no produto final. Embora os estudos relativos ao desenvolvimento de novos produtos, levantamento de dados de equilíbrio de fases e avaliação do custo de manufatura (COM) para a aplicação desta tecnologia em escala industrial venham aumentando significativamente nos últimos anos (Meireles, 2003), grande parte das plantas industriais existentes hoje, principalmente na Europa, Japão e EUA, utilizam-se desta tecnologia somente na extração da cafeína do café e do chá e na extração de sabores do lúpulo utilizado pela indústria cervejeira (Zacchi *et al*, 2006).

Durante o processo de extração supercrítica em matrizes sólidas, um fluido em seu estado supercrítico preenche o leito formado pelas partículas sólidas escoando de forma a solubilizar os compostos solúveis existentes na matriz. Segundo Brunner (1994), o processo de extração consiste de duas etapas bem distintas: extração e separação. Na etapa de extração o solvente em seu estado supercrítico flui através do leito formado pela matriz sólida dilatando sua estrutura celular, diminuindo sua resistência ao transporte de massa, dissolvendo os compostos extraíveis, formando uma fase fluída que é transportada até a saída do extrator por difusão. Durante a segunda etapa a mistura formada pelo extrato e pelo solvente é transferida para o separador que opera a uma pressão mais baixa que a utilizada no extrator. Devido a diminuição da pressão, ocorre

uma diminuição na densidade do solvente o que acarreta na diminuição do seu poder de solubilização e por consequência a sua separação do extrato.

Como o único resíduo formado pelo processo SFE é o sólido do qual o extrato foi obtido, que geralmente é uma matriz vegetal, o resíduo pode ser reincorporado ao solo. Em alguns casos, como no caso da extração da cafeína do café, tanto o resíduo (grãos de café descafeinados) quanto o extrato (cafeína) possui alto valor agregado. Na extração de curcuminóides, o amido de cúrcuma restante possui uma coloração amarela, o que poderia indicar sua utilização como um amido especial na indústria de alimentos (Braga, 2005).

#### **2.3.1. Utilização de Modificadores ou Co-Solventes**

O solvente dióxido de carbono supercrítico não é muito eficiente na remoção de substâncias polares de alta massa molecular, mesmo quando se trabalha a altas pressões (Pellerin, 1991, citado por Braga, 2005). Uma forma de melhorar o desempenho do CO<sub>2</sub> frente a estas substâncias seria adicionar solventes orgânicos polares que possam atuar como co-solvente no processo de extração e que sejam classificados como GRAS de forma a conservar a vantagem ambiental do processo (Leal *et al.*, 2003), como a água, o etanol e o isopropanol.

#### **2.3.2. Parâmetros de Processo**

Segundo Turton *et al.* (2003), o primeiro passo quando se pensa na construção e operação de uma planta industrial de processo químico é verificar a viabilidade econômica

da mesma. Quando se trata do processo SFE, três variáveis importantes que afetam diretamente a sua viabilidade econômica são a vazão de solvente, a temperatura e pressão de operação. Portanto, é necessário encontrar uma condição de operação que maximize a quantidade total extraída e minimize o tempo de processo em condições em que o gasto de recursos energéticos e de solvente não interfira de forma significativa no custo de manufatura (COM) do produto final (Meireles, 2008).

De acordo com Meireles (2003), para efetuar o COM, são necessárias duas informações obtidas de forma experimental: (i) Rendimento global ( $X_0$ ); (ii) Cinética de extração, determinada pelas curvas globais de extração (OEC – *Overall Extraction Curves*).

#### 2.3.2.1. Rendimento Global

O rendimento global ( $X_0$ ), no processo SFE é definido como sendo a quantidade percentual de material extraído de certa matriz vegetal a uma dada temperatura e pressão, esse for o caso de quantidade de co-solvente, conforme exibido pela equação 2.1.

$$X_0 = \frac{\text{Massa de material extraído}}{\text{Massa de matéria-prima}}$$

**Equação 2.1**

A quantidade de extrato obtida em uma extração não depende exclusivamente da matéria-prima, mas também dos compostos presentes nela e das condições de pressão e temperatura utilizadas durante o processo. Quando se altera a matéria-prima utilizada, por consequência, a composição do extrato obtido por SFE também será modificado, alterando-se a solubilidade do extrato no solvente. Portanto, é necessário alterar as



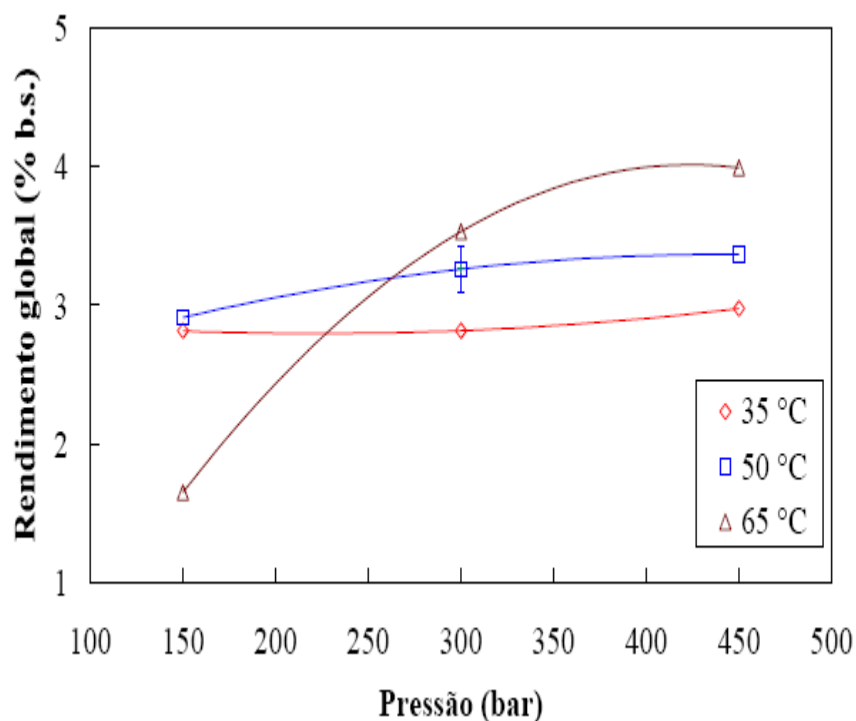
condições de pressão e temperatura do processo a fim de modificar a densidade do solvente (Brunner, 1994), aumentando o poder de solvatação frente ao extrato pesquisado. Casos como o estudado por Braga (2005), em que a matéria-prima estudada apresenta em seu extrato muitos compostos pesados e pouco solúveis em meio apolar, pode-se utilizar como recurso a adição de um solvente orgânico polar, como etanol, isopropanol ou água<sup>1</sup>, como co-solvente a fim de se obter uma maior quantidade de material extraído total.

De forma mais abrangente é observado que o comportamento do rendimento global em função da temperatura e pressão do processo é semelhante ao da solubilidade dos extratos em fluído supercrítico, conforme pode ser observado na Figura 2.2. Segundo (Quispe-Condori, 2005), neste caso, é possível observar dois comportamentos, em baixas pressões, a retrogradação, que é a diminuição da solubilidade com o aumento da temperatura em uma pressão fixa, o segundo é observado a elevadas pressões, onde o efeito da pressão de vapor do extrato se torna mais importante que o efeito da densidade do solvente. Sendo possível concluir que existem duas propriedades físico-químicas que afetam o rendimento global em um processo SFE, (i) Densidade do solvente; (ii) Pressão de vapor do extrato.

A importância da medida de rendimento global reside no fato desta ser uma metodologia eficiente utilizada para selecionar a melhor condição de pressão e temperatura em função do  $X_0$  obtido em uma primeira etapa de desenvolvimento do processo SFE para uma matéria-prima cujo comportamento não esta disponível na literatura (Meireles, 2003).

---

<sup>1</sup> . Note-se que outras substâncias poderiam ser utilizadas como co-solvente, no entanto, o uso de solventes tóxicos não seria recomendável.



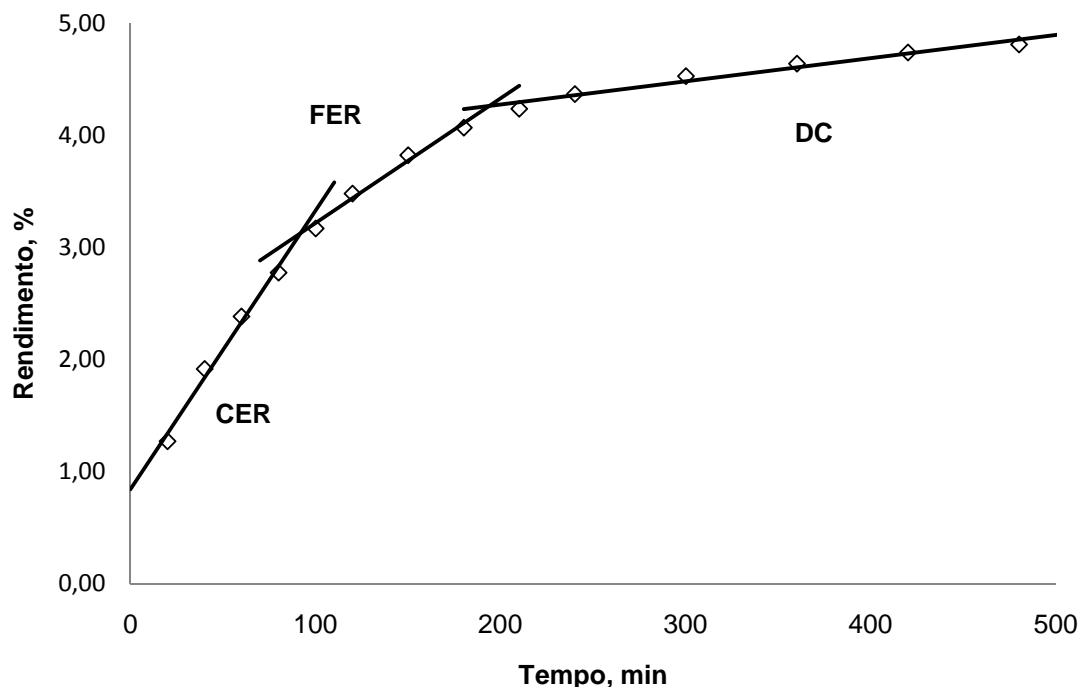
**Figura 2.2.** Isotermas de rendimento global para o sistema CO<sub>2</sub> + dente-de-leão (Simándi *et al.*, 2002, citado por Quispe-Condori, 2005)

#### 2.3.2.2. Curvas Globais de Extração (OEC)

O processo de extração supercrítica de produtos naturais pode ser analisado a partir de sua curva global de extração. As condições utilizadas para se obter uma OEC são definidas no melhor ponto obtido na etapa de rendimento global. A análise da melhor condição neste ponto leva em conta fatores de gasto de energia como pressão e temperatura, quantidade de solvente utilizado como vazão e o rendimento obtido.

A OEC, ou cinética de extração, é obtida pela construção do gráfico de massa de extrato em função do tempo de extração; em geral, o ensaio deve ser conduzido um tempo total de extração suficiente para remover completamente as substâncias solúveis em CO<sub>2</sub> supercrítico presentes na matéria prima.

Uma curva cinética típica pode contar com até três etapas distintas durante o processo, conforme mostrado na Figura 2.3.



**Figura 2.3.** OEC da extração supercrítica de alecrim pimenta (condições de extração: 313 K, 20 MPa,  $8,5 \times 10^{-5}$  kg de  $\text{CO}_2/\text{s}$ ) e as três etapas de extração presentes: CER (*Constant Extraction Rate period*), FER (*Falling Extraction Rate period*) e DC (*Diffusion-Controlled rate period*)

A primeira etapa de extração é chamada de etapa de taxa de extração constante ou CER (*Constant Extraction Rate period*), durante esta etapa principalmente as substâncias disponíveis na superfície da matéria prima, portanto de melhor alcance para o solvente, são extraídas primeiro, predominantemente por convecção a uma taxa de transferência de massa constante.

A segunda etapa da curva cinética é chamada de período de extração decrescente ou FER (*Falling Extraction Rate period*), nesta etapa as substâncias presentes na superfície da matriz vegetal já foram parcialmente extraídas, portanto a

extração entra em uma fase de transição, passando de predominantemente convectiva característica da primeira etapa de extração, para uma etapa onde é possível observar características tanto convectiva quanto difusiva.

A terceira e última etapa identificada na curva cinética é o período de difusional ou DC (*Diffusion-Controlled rate period*), esta etapa é caracterizada por ocorrer transferência de massa predominantemente por difusão.

## **2.4. Simulação de Processos**

O desenvolvimento de processos industriais exige tempo e investimentos no desenvolvimento de equipamentos, processos e produtos, incluindo o fato da necessidade de se estudar a fundo o novo processo a fim de obter-se a sua otimização. No mercado atual, é necessário rapidez no desenvolvimento dos novos processos e baixos custos a fim de permitir uma maior competitividade face aos concorrentes.

O processo de extração de compostos vegetais utilizando fluidos supercríticos surge como uma alternativa para as indústrias química, de alimentos e farmacêutica, para melhoria da qualidade e rendimento de seus produtos, porém esta tecnologia encontra-se ainda na fase laboratorial e piloto na América do Sul o que sugere que muitos estudos ainda são necessários a fim de implantar esta tecnologia para a escala industrial (Del Valle *et al.*, 2005).

A simulação de processos de SFE a partir de modelos de curvas de extração pode ser feita através de métodos computacionais, como o uso de redes neurais (Fullana

*et al*, 2000). Porém, a reprodução de dados de laboratório em grande escala pode ser dificultada por problemas decorrentes do uso de unidades maiores: Del Valle *et al* (2004) observaram que o processo de SFE é mais lento em planta piloto do que o simulado a partir de dados de laboratório, e atribuem isto à heterogeneidade do escoamento de solvente no leito, à dispersão de soluto entre o extrator e o separador e à presença de extrato no reciclo de solvente.

Existem inúmeras vantagens de se utilizar softwares de simulação para o desenvolvimento de novos processos. Como etapa anterior ao desenvolvimento do processo em escala laboratorial estes simuladores podem ser utilizados com o intuito de se obter uma diminuição no tempo de desenvolvimento do processo, estabelecer a oportunidade de comparação entre várias alternativas de processos e possibilitar o estudo das interações existentes entre as correntes de entrada e saída dos equipamentos.

Além das vantagens de desenvolvimento de processo existem também as vantagens operacionais que consistem em não ser necessária, a utilização de equipamentos e a obtenção de matéria-prima para o processo, o que elimina os custos de obtenção, armazenagem, transporte, consumo de energia e mão-de-obra.

Alguns estudos utilizando simulador vêm sendo realizados, como o descrito por Takeuchi *et al.*(2006), em que o simulador de simulação SuperPro Designer 6.0® foi utilizado para avaliar o impacto da etapa de separação (tanque flash) não ideal no custo de manufatura do extrato de cravo-da-índia obtido via tecnologia supercrítica. O estudo de Leal *et al.*(2006) que utilizou o simulador SuperPro Designer 6.0® na simulação das condições de operação da etapa de separação dos extratos vegetais obtidos via tecnologia supercrítica. Nestes estudos procurou-se obter informações quanto à perda na

corrente de saída do extrato de CO<sub>2</sub> durante o ciclo e a perda de extrato na corrente de saída do CO<sub>2</sub>. Este estudo contou com ensaio experimental posteriormente realizado para a simulação da perda de extrato. O estudo verificou que existe uma perda de extrato na etapa correspondente ao tanque *flash*, sendo a melhor condição de trabalho quando o *flash* opera a 4 MPa e 303 K apresentando, uma perda de extrato em torno de 2%.

Matilha *et al.*(2001) propõem um modelo de simulador para o processo de extração supercrítica do óleo essencial de laranja, utilizando o simulador *Aspen Plus*, o resultado obtido é considerado adequado pelo autor para a maioria dos equipamentos do processo analisados, sendo recomendado para processos similares de extração de outros óleos essenciais.

Dentro deste contexto, com o intuito de diminuir custos e tempo de pesquisa, a observação do crescente interesse da utilização da tecnologia supercrítica por parte da indústria, o uso de simuladores surge como uma alternativa interessante no desenvolvimento e análise de novos processos de extração com fluido supercrítico (SFE).

#### **2.4.1. Aumento de Escala**

Uma ampla variedade de resultados experimentais de extração com fluido supercrítico (SFE) é conhecida hoje. As pesquisas realizadas foram focadas preferencialmente em um dos dois objetivos: produção de extratos naturais sem o uso de solventes orgânicos tradicionais ou a remoção de componentes indesejados. Apesar da abundância de possibilidades de processo pesquisadas, somente uma pequena fração das idéias investigadas foram transferidas da escala laboratorial para a escala industrial.

As razões para a pouca aplicação desta tecnologia na indústria são os custos elevados da instalação e leis locais que ainda permitem resíduos de solventes orgânicos nos produtos de interesse (Zacchi *et al*, 2006).

Tendo em vista estas dificuldades, o aumento de escala torna-se uma questão importante no estudo de processos de SFE. A partir de dados obtidos em laboratório ou planta-piloto, faz-se necessário predizer o desempenho de processos em escala industrial, para então avaliar a viabilidade técnica e econômica do processo. O grande desafio do aumento de escala é a escolha dos critérios, isto é: quais parâmetros e condições devem ser mantidos constantes, e quais devem variar, e como devemos variá-los, para reproduzir em grande escala curvas de extração SFE (rendimento por tempo) de um processo realizado em laboratório (Martínez, 2005).

De acordo com Del Valle *et al.*(2005), os parâmetros de transferência de massa mudam quando se passa de escala analítica para a industrial. O rendimento industrial não consegue atingir o de laboratório, mesmo quando são utilizados os parâmetros de melhor ajuste para escala analítica. Goodarzanian & Eikani (1998) observaram que o rendimento da extração depende também do tamanho da partícula.

Rosa e Meireles (2005) observaram que se mantendo a relação massa de solvente (S) e massa de matéria-prima (F) constante em um aumento de escala é possível obter uma boa repetibilidade de dados obtidos em escala laboratorial.

### 2.4.2. Análise Econômica

O objetivo de toda empresa é ter sucesso em seus investimentos, revertendo em lucro. Isto é conseguido fabricando produtos com alto valor de mercado com matéria-prima de baixo custo.

Para se obter uma estimativa do custo de manufatura para uma data planta industrial, o custo da maior parte dos equipamentos precisa ser conhecido. Portanto, é necessário conhecer o fluxograma do processo a ser estudado, contendo informações quanto ao balanço de massa, energia e tamanho/capacidade estimados de forma apropriada às condições delineadas pelo processo.

A forma mais adequada de estimativa de custo é realizar uma cotação de preço junto a um fornecedor de confiança. A segunda alternativa é utilizar informações de custo relativo a um equipamento do mesmo tipo anteriormente adquirido. Finalmente, a última alternativa de se obter dados em relação ao custo de obtenção de um equipamento, é por meio de gráficos disponíveis para os mais variados tipos de equipamentos geralmente encontrados em uma indústria (Turton, 2003).

A estimativa de custo tem por finalidade avaliar a viabilidade de implantação de um projeto levando em consideração em seus cálculos fatores conhecidos pelo avaliador e estimando fatores variáveis ou desconhecidos. De acordo com a AACE (*Association for the Advancement of Cost Engineering International*) as diferentes etapas de definições de um projeto segundo a avaliação econômica podem ser classificadas em cinco diferentes classes, na qual é considerada a Classe 5 o nível de estimativa mais distante do custo real do projeto e a Classe 1 o nível mais próximo do custo real de um projeto.



O simulador de processo SuperPro Designer® utilizado neste trabalho para simular processos e estimar o custo de manufatura (COM) pode ser classificado como um simulador de custo Classe 3 devido a necessidade de se ter um fluxograma completo e ser conhecido os equipamentos envolvidos no processo a ser estudado (Turton *et al*, 2003).

Quando existe a necessidade de estimar algum parâmetro não conhecido de um processo a fim de se obter o custo de manufatura algumas das metodologias mais utilizadas são a de Chilton e a de Turton (Turton *et al*, 2003).

#### 2.4.2.1. Metodologia de Chilton

A metodologia de Chilton também conhecida como a regra dos seis sextos (0,6) é utilizada para estimar o custo de um equipamento a partir do custo conhecido de um equipamento similar. O custo utilizando a regra de Chilton é obtido multiplicando o custo conhecido pela razão entre as capacidades do equipamento cujo custo é conhecido pela capacidade do equipamento que se deseja estimar o custo elevando esta razão ao expoente 0,6, como pode ser observado pela Equação 2.1 (Turton *et al*. 2003,).

O atributo avaliado, geralmente sua capacidade, é o parâmetro utilizado para relacionar o capital necessário para sua aquisição. No caso de uma planta industrial SFE, dentre os expoentes de custo utilizados na estimativa de custo de equipamento, o que mais se adéqua ao tipo de equipamento é  $n=0,6$  (Turton *et al*. 2003).

$$\frac{Ca}{Cb} = \left( \frac{Aa}{Ab} \right)^n$$

Eq. (2.1)

Onde, A = Atributo avaliado (Usualmente capacidade)

C = Custo do equipamento

n = Expoente de custo

a = Equipamento requerido

b = Equipamento conhecido

Provido destas informações é possível realizar a estimativa de custo de um equipamento SFE em um aumento de escala.

#### 2.4.2.2. Metodologia de Turton

Segundo Turton *et al.*(2003), o custo de manufatura (COM) é composto de diversos fatores que o afetam diretamente, o custo de manufatura é o custo associado à produção expresso em dólares (US\$) por unidade de matéria-prima (kg). A importância de se estimar o custo de manufatura é verificar a viabilidade econômica de fabricação de um determinado produto conforme mostrado na Tabela 2.2.

**Tabela 2.2:** Fatores que afetam o COM (Custo de Manuatura)

---

1.	Custos Diretos
1.1	Matéria-prima
1.2	Tratamento de resíduos
1.3	Utilidades - Energia elétrica
	- Vapor
	- Água de resfriamento
	- Refrigeração
1.4	Matéria-prima
1.5	Supervisão
1.6	Manutenção
1.7	Equipamentos de operação
1.8	Laboratório
2.	Custos Fixos
2.1	Depreciação
2.2	IPTU e Seguro
2.3	Custos de operação de escritório
3.	Despesas Gerais
3.1	Custos administrativos
3.2	Custos de distribuição e venda
3.3	Pesquisa e Desenvolvimento

---

**Fonte:** Turton et al (2003)

Os custos diretos (DMC) são relativos aos custos de operação que variam de acordo com a taxa de produção.

Os custos fixos (FMC) são independentes do volume de produção, não interessando se a planta está em funcionamento.

As despesas gerais (GE) representam o custo necessário para manter o negócio em funcionamento. Portanto, o custo de manufatura é calculado pela Equação 2.2.

$$\text{COM} = \text{DMC} + \text{FMC} + \text{GE} \quad \text{Equação (2.2)}$$

O COM pode ser determinado quando os seguintes custos são conhecidos:

1. Capital fixo de investimento (FCI)
2. Custo de mão-de-obra (COL)
3. Custo de utilidades (CUT)
4. Custo de tratamento de resíduos (CWT)
5. Custo de matéria-prima



## **CAPÍTULO 3 – MATERIAL E MÉTODO**

### **3.1. Matéria-Prima**

As folhas de alecrim-pimenta foram fornecidas pela a empresa Centroflora (Botucatu,SP). A matéria-prima fornecida estava seca e misturada a ramos de alecrim-pimenta. As folhas foram retiradas dos galhos e moídas em moinho de facas de aço inox (Tecnal, TE 631, Piracicaba, SP). Em seguida, um agitador mecânico de peneiras (modelo Granutest, Abrosinox, Santo Amaro, SP) foi utilizado para determinar a distribuição do tamanho de partícula, neste procedimento foram peneiradas 50 gramas de matéria-prima durante um período de 20 minutos em peneiras (série de Tyler, EUA) de tamanhos 16, 24, 36, 48 e 80 mesh. O procedimento foi repetido de forma que todo alecrim-pimenta moído fosse selecionado. Para a realização dos experimentos de extração com fluído supercrítico foram utilizadas as partículas de tamanhos 16, 24, 36 e 48 mesh na proporção de 40:25:20:15.

O método de Jacobs (1973) foi empregado para a determinação da umidade do alecrim-pimenta pelo fato da matéria-prima em questão apresentar em sua composição química substâncias voláteis, o que impossibilita a utilização do método convencional de determinação de umidade em estufa. O procedimento transcorreu primeiramente com a pesagem da matéria-prima, em seguida o material foi transferido para um balão e coberto com xilol, o balão foi posto em uma manta aquecida e instalado um condensador

acoplado a um tubo coletor graduado onde ficou armazenada a água retirada da amostra. A umidade do alecrim-pimenta foi calculada pela equação 3.1 descrita abaixo.

$$\text{Umidade} = (\text{Volume}_{\text{H}_2\text{O}} \times \rho_{\text{H}_2\text{O}} / \text{massa da amostra}) \times 100 \quad \text{Eq. (3.1)}$$

onde  $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$  é a densidade da água na temperatura em que o volume é medido.

A densidade aparente da matéria-prima foi obtida medindo-se a massa de alecrim-pimenta utilizada na célula de extração conforme a equação 3.3.

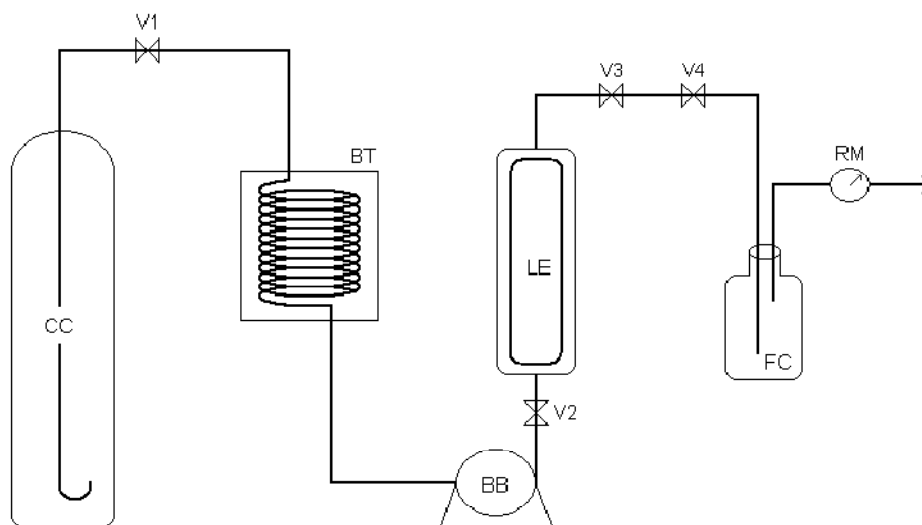
$$\text{Densidade} = m_{\text{MP}} / V_{\text{extrator}} \quad \text{Eq. (3.2)}$$

## 3.2. Extração com Fluido Supercrítico

### 3.2.1. Equipamento

A unidade de extração supercrítica do LASEFI-DEA/FEA-UNICAMP utilizada na extração supercrítica foi o *Spe-ed (Applied Separations*, modelo 7071, Allentown, EUA).

Esta unidade opera em pressões de até 670 bar e temperatura de 513 K. O procedimento consiste em resfriar o  $\text{CO}_2$  em um banho termostático com etileno glicol, em seguida bombeá-lo por uma bomba pneumática até que a pressão de operação seja atingida, posteriormente a linha de entrada de solvente é ligada em um extrator com capacidade de  $300 \times 10^{-6} \text{ m}^3$  que se encontra instalado dentro do forno com temperatura controlada por um sistema eletrônico de controle de processo, como o mostrado na Figura 3.1.



CC – cilindro de CO<sub>2</sub>

BT – banho termostático

BB – bomba de ar

LE – leito de extração

FC – frasco de coleta do extrato

RM – rotâmetro

Válvulas

V1 – saída do cilindro de CO<sub>2</sub>

V2 – entrada do extrator

V3 – saída do extrator

V4 – micrométrica (controle de  
vazão)

**Figura 3.1:** Diagrama da Unidade Spe-ed (Vasconcellos, 2007)

### 3.2.2. Procedimento

A matéria-prima seca, moída e peneirada foi empacotada no extrator de aço inoxidável 316; de forma a manter um empacotamento homogêneo a matéria-prima foi compactada gradualmente com o auxílio de uma haste cilíndrica, em cada etapa do empacotamento foram utilizados aproximadamente 0,1 kg da matéria-prima. O equipamento foi ligado de acordo com o procedimento descrito no manual do LASEFI.



Primeiramente foi ligado o banho termostático e aguardou-se até que a temperatura de 263 K fosse atingida, em seguida foi verificado se as válvulas de saída estavam fechadas, então foi aberto o cilindro contendo o CO<sub>2</sub> e verificou-se a pressão do gás em seu interior, sendo maior que 60 bar o compressor foi ligado. Em seguida o extrator foi ligado e as válvulas das linhas de entrada e saída do solvente foram abertas e a temperatura do forno ajustada a temperatura do processo. O sistema foi pressurizado através do ajuste da bomba pneumática até atingir a pressão de operação. Então o frasco de vidro de 50 mL, utilizado como separador para coleta do extrato, foi conectado a válvula de saída do equipamento e imerso em uma solução de água, gelo e álcool, a coluna empacotada com *Porapak Q* utilizada para a captura de voláteis foi instalado na linha de saída do separador. Atingida a pressão de trabalho, foi aberta a válvula de saída e o extrato recolhido no frasco de vidro. Após o tempo estabelecido para o experimento a válvula do cilindro foi fechada e o sistema foi despressurizado até a pressão ambiente. Terminada a despressurização foi feita a limpeza do equipamento utilizando-se etanol na linha de saída do solvente.

### **3.2.3. Determinação da Curva Cinética**

Para a obtenção da curva da cinética de extração para o sistema alecrim-pimenta/CO<sub>2</sub> o leito continha em média com 0,109±0,01 kg de matéria-prima, sendo a densidade aparente do leito igual a 363 kg/m<sup>3</sup> e o tempo total de extração foi de 8 horas. As condições de temperatura e pressão utilizadas foram selecionadas baseadas nos resultados de Carvalho (2008) para a etapa de rendimento global e (323 K e 20 MPa). Foi

utilizado como solvente CO<sub>2</sub> (99,5%, Gama Gases Especiais, Campinas, SP). Para a captura de voláteis presentes no solvente foram utilizadas colunas de vidro de 8mm empacotadas com Porapak Q (80/100 mesh) e a coleta do extrato foi realizada na saída da válvula micrométrica, mantida aquecida a 373 K, em um frasco de vidro de 50 mL. As amostras foram retiradas a cada 20 minutos nas primeiras 2 horas, e depois a cada 30 minutos até completar 4 horas de extração, em seguida a cada 1 hora até completar 8 horas de extração. O extrato obtido durante a despressurização foi coletado em um frasco e devidamente identificado assim como o extrato coletado referente a limpeza. A linha de extração foi limpa com etanol e o extrato recuperado foi evaporado a pressão ambiente na capela. A massa total de extrato total foi obtida somando o extrato obtido em cada ponto da cinética, o coletado na despressurização e na limpeza da linha.

### **3.3. Análise dos Extratos**

#### **3.3.1. Cromatografia em Camada Delgada (CCD)**

A análise qualitativa dos extratos foi realizada por Cromatografia em Camada Delgada (Delorenzi, 1998), utilizando sílica gel (60-PF254, cromatofolha A1 HPTLC 20x20 cm, 0,25 mm de espessura Merck, Darmstadt, Alemanha) como adsorvente, a fase móvel uma solução contendo acetato de etila (99,5% Merck, Darmstadt, Alemanha) e hexano (99,5%, Merck, Darmstadt, Alemanha), na proporção 20:80 (v/v). Para a detecção das bandas foram utilizadas duas soluções: (i) solução do revelador anisaldeído sulfúrico (AS) preparada em um erlenmayer de 250 mL, contendo 0,5 mL de *p*-anisaldeído, 10 mL de ácido acético glacial, 85 mL de metanol e 5 mL de ácido sulfúrico concentrado, nesta

ordem, pois a reação é intensa; (ii) solução revelador 2-aminoetil-deifenilborinato (NP), preparada em erlenmayer de 250 mL, onde adicionou-se 1 g de 2-aminoetil-difenilborinato em 100 mL de metanol. Após a revelação das bandas com os reagentes, as bandas dos compostos foram novamente visualizadas em luz ultravioleta. Nas placas em que foi utilizada a solução AS, as bandas dos compostos foram visualizadas após aquecimento em estufa a 373 K durante 10 minutos, na região do visível e em luz ultravioleta (Leal, 2008). Tendo em vista que o principal composto presente no óleo volátil de alecrim-pimenta é o timol esta substância foi utilizada como padrão (Synth, Diadema - SP)

### **3.4. Análise Estatística**

Para os experimentos realizados, os parâmetros cinéticos para o estudo de análise de custo e aumento de escala foram obtidos através do ajuste da curva de extração a um spline de duas ou três retas, utilizado o procedimento PROC REG e PROC GLM do *software* SAS Learning Editio® (2002) seguido pelo procedimento PROC NLIN para a realização do ajuste final da curva de extração conforme descrito por Rodrigues (2001).

### **3.5. Simulador de Processos**

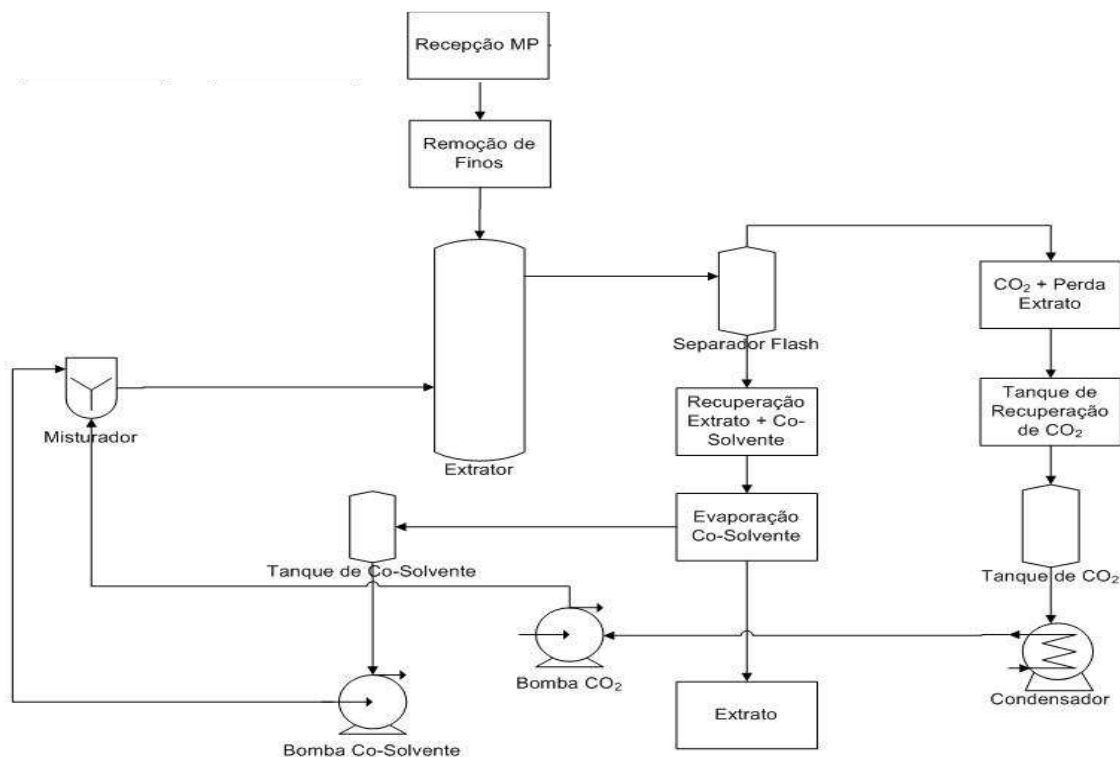
Neste estudo foi utilizado o simulador de processos SuperPro Designer® 6.0 para a realização de simulações de aumento de escala e análise econômica envolvidas nas mudanças de condições de operação de uma unidade de extração supercrítica com

co-solvente, operando de forma contínua com reciclo dos solventes envolvidos no processo SFE.

Foram utilizados os resultados experimentais de cinética do alecrim-pimenta de 8 horas de duração com uma vazão média de CO<sub>2</sub> de  $8,5 \times 10^{-5}$  kg/s nas condições de 323 K e 20 MPa, e os resultados de cinética, rendimento global e composição química dos extratos de cúrcuma obtidos por Braga (2005) nas seguintes condições: pressão de 30 MPa, temperatura de 303 K e vazão média de CO<sub>2</sub> de  $6 \times 10^{-5}$  kg/s, utilizando 10% de co-solvente (mistura etanol:isopropanol na proporção 1:1, m/m) como base para o estudo de aumento de escala e análise econômica em um processo SFE.

### **3.5.1. Fluxograma do Processo**

Como passo inicial para o estudo de aumento de escala e análise econômica do processo SFE estabeleceu-se todas as operações unitárias envolvidas no processo alvo do estudo. Para isto foi desenvolvido um fluxograma do processo tendo como ponto de partida a recepção e beneficiamento da matéria-prima estudada e estabelecendo-se como final do processo a recuperação dos solventes envolvidos nas etapas de separação, e a obtenção dos compostos voláteis e oleoresina de cúrcuma, como pode ser observado na Figura 3.2.



**Figura 3.2:** Fluxograma do processo SFE.

### 3.5.2. Montagem da Unidade de Processo

O simulador de processos SuperPro Designer 6.0<sup>®</sup>, consiste de um conjunto de ferramentas capazes de estimar parâmetros econômicos e de processo, realizar balanços de massa e energia, determinar o tamanho de equipamentos, analisar o tempo de ciclo do processamento em sistema contínuo e efetuar cálculos para análise econômica, entre outros cálculos para processos integrados.

Utilizando as ferramentas disponíveis no simulador SuperPro Designer<sup>®</sup> e de acordo com o fluxograma proposto, foi montado o modelo do processo SFE que englobou as etapas de extração, separação, recuperação de extrato e reciclo de solvente e co-

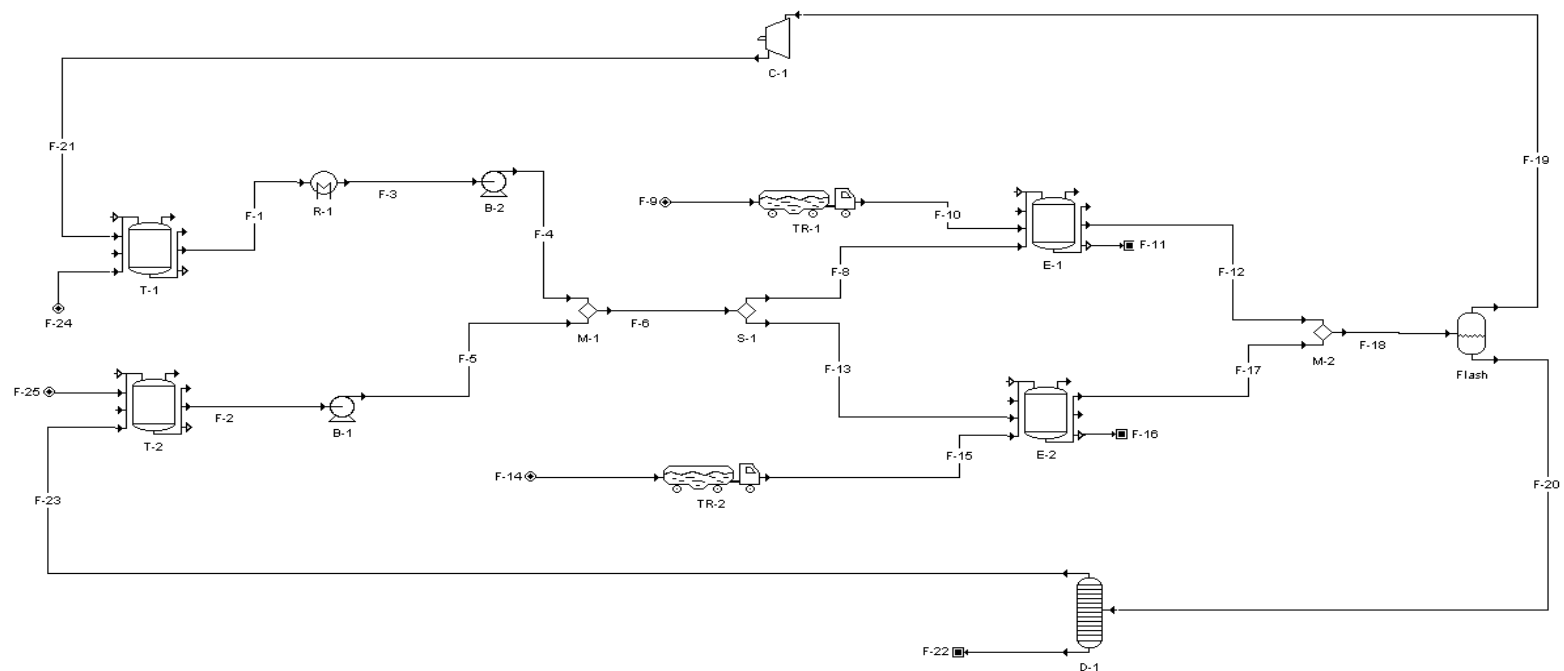
solvente de um equipamento SFE contendo dois extratores trabalhando em um processo semi-contínuo, conforme pode ser observado na Figura 3.3.

Apesar de o simulador possuir uma enorme quantidade de equipamentos ligados a indústria química disponíveis em seu banco de dados, não é possível encontramos entre eles o extrator supercrítico, por se tratar de uma tecnologia recente em comparação com os processos convencionais de extração e ainda não totalmente desvendado sendo portanto, difícil de criar um modelo matemático capaz de prever com eficiência o comportamento da extração em diferentes matrizes vegetais.

#### **3.5.2.1. Equipamentos Utilizados**

Grande parte dos equipamentos necessários para se montar o processo supercrítico estava disponível no banco de dados do simulador, sendo necessário apenas a criação dos equipamentos de extração supercrítica (E-1, E-2) que foram representados por um tanque de estocagem adicionado das seguintes operações unitárias: (i) aquecimento, (ii) pressurização e (iii) extração, de forma a representar a etapa de extração.

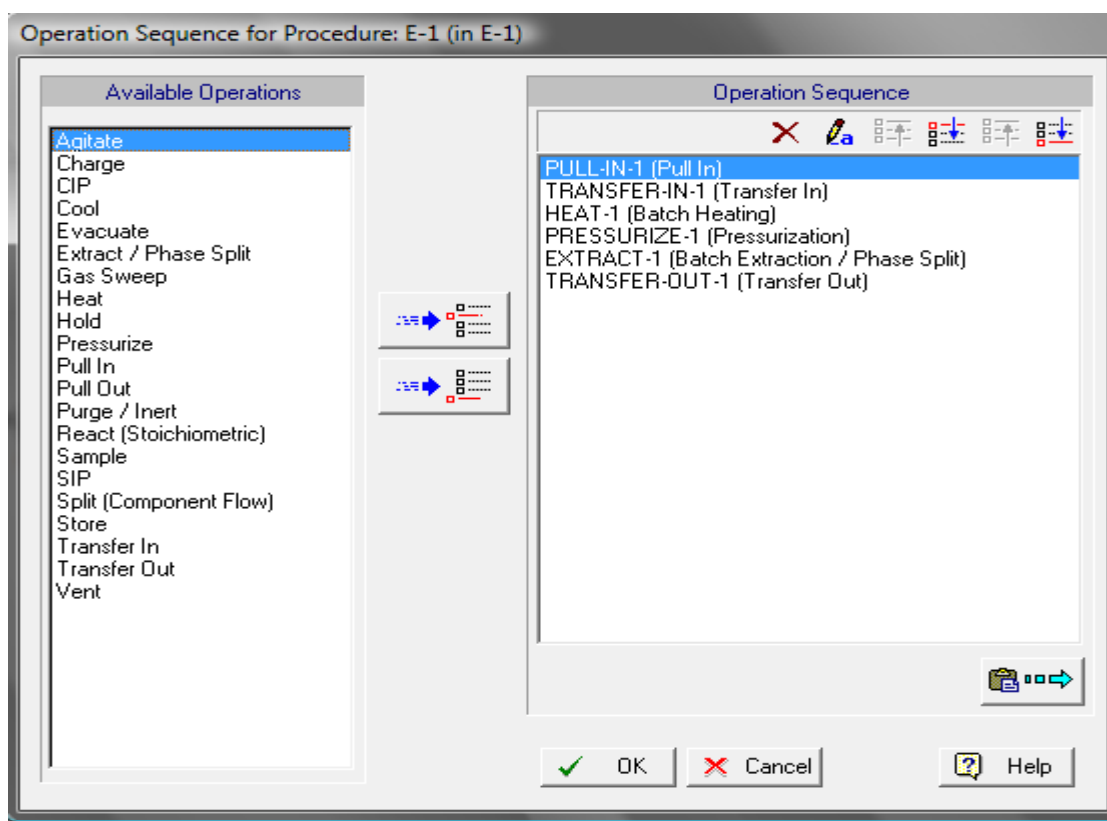
Os demais equipamentos utilizados foram: bombas (B-1 e B-2), trocador de calor (R-1), tanques de armazenamento de  $\text{CO}_2$  (T-1) e co-solvente (T-2), misturadores (M-1 e M-2), separador de corrente (S-1), tanque *flash*, compressor (C-1) e evaporador (D-1), TR-1 e TR-2 são os veículos responsáveis pelo transporte da matéria-prima (Figura 3.3).



**Figura 3.3.** Fluxograma do modelo SFE implementado no simulador SuperPro Designer®; onde E-1 e E-2 representam a unidade de processo SFE.

### 3.5.2.1.1. Montagem do Extrator Supercrítico

Os extratores supercríticos (E-1 e E-2) apresentados na Figura 3.3 foram montados utilizando como base um equipamento de estocagem padrão encontrado na opção de base de dados de equipamentos, fornecido pelo simulador. Neste equipamento foram adicionadas as operações unitárias (Figura 3.4) que aparecem no processo supercrítico como descrito no item 3.2.2.1.



**Figura 3.4. Operações unitárias envolvidas no extrator supercrítico criado no simulador SuperPro Designer®**

As operações *PULL-IN*, *TRANSFER-IN* e *TRANSFER-OUT*, foram utilizadas respectivamente para representar entrada de matéria prima, entrada de CO<sub>2</sub> e saída do resíduo do extrator após finalizada a extração.



Os parâmetros temperatura, pressão e a duração do processo de extração foram ajustados de acordo com a matéria-prima estudada.

Na etapa de extração, para efeito do balanço de massa realizado pelo simulador, foi considerado que todo o CO<sub>2</sub> que entra no extrator arrasta consigo toda a quantidade de oleoresina e voláteis fornecidos como dado de entrada no ato da criação da matéria prima no simulador, sendo que os outros compostos como água, cinzas, proteínas e carboidratos não foram considerados voláteis durante a extração.

### **3.5.2.2. Implementação das correntes**

Estando todos os equipamentos distribuídos em ordem de utilização, foram inseridas as correntes de entrada e saída de cada equipamento conforme mostrado na Figura 3.3.

O modelo utilizado para realizar simulações de estimativa de custo e aumento de escala representa um sistema que se utiliza de reciclo tanto de solvente supercrítico quanto dos co-solventes utilizados no processo, portanto as correntes F-24 (solvente) e F-25 (co-solvente) representam a reposição do que é perdido durante cada ciclo do processo.

Seguindo a ordem do modelo, as correntes F-1, F-3 e F-4 representam o CO<sub>2</sub> de início do processo, CO<sub>2</sub> refrigerado e CO<sub>2</sub> refrigerado e pressurizado, respectivamente. As correntes F-2 e F-5 são o co-solvente em seu estado inicial após a pressurização. Seguindo o processo, a corrente F-6 sai do misturador, sendo formada de solvente e co-solvente na proporção que se deseja estudar o processo, F-8 e F-13 são as correntes de

alimentação dos extratores e F-9, F-10, F-14 e F-15 as correntes de matéria-prima. Após a extração, F-11 e F-16 representam os resíduos resultantes da extração e as correntes F-12 e F-17 contêm os compostos extraídos, o solvente e o co-solvente utilizados durante o processo. Neste ponto as correntes voltam a se encontrar na linha de alimentação do tanque *flash*, onde serão divididas em F-19 (CO<sub>2</sub>) e F-20 (co-solvente + extrato). A corrente F-20 ainda passa por um último processo, sendo dividida nas correntes contendo o extrato puro (F-22) e a corrente contendo o co-solvente que será re-circulado (F-23), enquanto que F-19 é comprimida, voltando ao processo na forma da corrente F-21.

### 3.5.2.3. Inserção dos Compostos Puros e Misturas no Simulador

Após a montagem do processo SFE foi necessário cadastrar as substâncias utilizadas no trabalho. O leito empacotado foi considerado a mistura extrato + sólido inerte.

Muitas das substâncias utilizadas neste trabalho não estavam cadastradas no banco de dados do SuperPro Designer®, o simulador requer diversas informações a respeito das substâncias a serem cadastradas. Dentre informações requeridas estão as constantes físicas independentes como pode ser visto na Figura 3.5a, e as constantes físicas dependentes da temperatura mostradas na Figura 3.5b. O cálculo das constantes físicas independentes e dependentes relativo a uma substância pura foi relatado por Takeushi *et al.* (2006) e Leal *et al.* (2006).

Posteriormente para a formação do extrato foram utilizando as substâncias mais representativas presentes no extrato de cada matéria-prima e foi utilizada a regra de Kays ( $z = \sum(z_i \times n_i)$ ) para calcular as propriedades termodinâmicas independentes dos extratos

de cúrcuma e de alecrim-primenta, exceto a pressão crítica que foi calculada segundo a regra de Prausnitz – Gunn (Poling *et al.*, 2000).

As demais substâncias utilizadas neste trabalho, no caso, CO<sub>2</sub>, etanol e isopropanol estavam previamente cadastradas no simulador, portanto não foi necessária a repetição desta etapa nestes casos.

Pure Component Properties for: Extrato cúrcuma

IDs | Physical (Constant) | Physical (T-dependent) | Aqueous | Economics | Pollutant Categories

**Main Properties**

MW: 0,00 g/mol  
 Enthalpy of Formation: 0,00 J/mol  
 Normal Boiling Point: 0,00 °C  
 Normal Freezing Point: 0,00 °C

**Critical Properties**

Temperature: 0,00 °C  
 Pressure: 0,00 bar  
 Compressibility Factor: 0,0000  
 Acentric Factor (Omega): 0,0000

**Miscellaneous**

Henry's Const. x 10<sup>-4</sup>: 0,000000 atm-m<sup>3</sup>/mol  
 Particle Size: 0,00 micron  
 Default Volumetric Coefficient: 0,00

OK Cancel Help

Figura 3.5a. Propriedades físicas independentes

Pure Component Properties for: Extrato cúrcuma

IDs | Physical (Constant) | Physical (T-dependent) | Aqueous | Economics | Pollutant Categories

**Density**

Liquid/Solid Density (g/L) = a + bT, where T is in K.  
 a: 0,00  
 b: 0,0000

**Saturated Vapor Pressure (Antoine)**

log P<sub>i</sub> (in mmHg) = a - b/(c+T), where T is in K.  
 a: 0,0000  
 b: 0,0000  
 c: 0,0000

**Heat Capacity**

Liquid/Solid Cp: 0,0000 J/gmol-K  
 Gaseous Cp (J/gmol-K) = a + bT + cT<sup>2</sup> + dT<sup>3</sup>, where T is in K.  
 a: 0,0000  
 b: 0,0000 x 1.0E-2  
 c: 0,0000 x 1.0E-4  
 d: 0,0000 x 1.0E-8

**Heat of Vaporization**

In J/gmol, where T<sub>r</sub> = T/T<sub>c</sub> and T is in K.  
 $\Delta H_v = a(1-T_r)^b$   
☒ Use Watson Correlation  
 a: 60334,5172  
 b: 0,4132

Plot Any T-Dependent Property...

OK Cancel Help

Figura 3.5b. Propriedades físicas dependentes

### 3.5.3. Balanços de Massa

As correntes de entrada e saída de massa e as perdas decorrentes existentes em cada processo foram calculadas pelo simulador de processo, sendo necessário

apenas fornecer as correntes de reposição de solvente e co-solvente, F-24 e F-25 respectivamente, e as correntes de fornecimento de matéria-prima (F-14 e F-9).

Em cada modelo analisado, as correntes citadas acima foram calculadas de acordo com a curva cinética construída utilizando os dados de rendimento ( $m_{\text{extrato}}/m_{\text{MP}}$ )  $\times$  solvente utilizado ( $m_{\text{CO}_2}/m_{\text{MP}}$ ), a massa de extrato retida na coluna de adsorção (Porapack) foi considerada como perda do processo.

### 3.6. Análise Econômica

O custo de manufatura (COM) foi estimado pela ferramenta de estimativa de custo presente no simulador de processos SuperPro Designer® que se baseia na metodologia de Turton *et al.* (2003).

Assim como a metodologia de Turton, o custo estimado pelo simulador leva em consideração cinco fatores: investimento fixo (FCI – *fixed cost of investment*), custo de matéria-prima (CRM - *cost of raw material*), custo de mão de obra (COL – *cost of operational labor*), custo de utilidades (CUT – *cost of utilities*) e custo de tratamento de resíduos (CRW – *cost of waste treatment*).

#### 3.6.1. Custo de Investimento Fixo (FCI)

Quando se adquire uma unidade de extração supercrítica esta é adquirida juntamente com as bombas os separadores e linhas de tubulação entre as etapas do

processo, portanto não é necessário estimar os custos de todos os equipamentos existentes, apenas a unidade supercrítica como um todo.

O simulador de processos SuperPro Designer® utiliza-se da taxa de depreciação, do custo dos equipamentos envolvidos no processo e o custo de instalação do equipamento para realizar os cálculos da parcela do custo fixo. Os outros dados utilizados são a quantidade inicial de solvente e co-solvente e de matéria-prima necessária para iniciar o processo. Porém estes custos são baixos quando comparados os custo total, por exemplo, considerando que seja necessário 300 kg de CO<sub>2</sub> para iniciar o processo, ao custo de US\$ 0,1 kg<sup>-1</sup> o que daria US\$ 30,00 para iniciar um processo, logo é possível desprezá-lo. É possível reparar que o FCI é composto essencialmente do custo da unidade SFE.

Para a realização dos estudos foram consideradas unidades de extração supercrítica compostas de dois extratores em aço inoxidável de capacidade variando de 0,005 m<sup>3</sup> a 1 m<sup>3</sup>.

Os custos dos equipamentos foram estimados pela regra seis décimos descrita por Turton *et al.* (2003) que estima o percentual de acréscimo do custo de um equipamento que se queira utilizar quando é conhecida a capacidade e o preço de um equipamento similar, como mostra a equação 2.1 no item 2.4.2.1.

O atributo avaliado, geralmente sua capacidade, é o parâmetro utilizado para relacionar o capital necessário para sua aquisição. No caso de uma planta industrial SFE, dentre os expoentes de custo utilizados na estimativa de custo de equipamento, o que mais se adéqua ao tipo de equipamento é  $n = 0,6$ .

No presente trabalho foram estimados os COM a partir do custo de equipamentos fornecidos pelo mercado americano e pelo mercado chinês, para se comparar o impacto do custo do equipamento no preço do produto. A Tabela 3.1 indica o custo e o volume dos equipamentos utilizados neste estudo.

**Tabela 3.1.** Custo estimado pela regra do six-tenth (Turton *et al*, 2003) dos equipamentos no mercado americano e chinês utilizados no estudo.

<b>Capacidade dos Extratores</b>	<b>Custo Unidade Americana</b>	<b>Custo Unidade Chinesa</b>
(m <sup>3</sup> )	(US\$)	(US\$)
0,005	200.000,00	100.000,00
0,05	500.000,00	300.000,00
0,1	750.000,00	450.000,00
0,2	1.125.000,00	650.000,00
0,3	1.500.000,00	850.000,00
0,4	1.750.000,00*	1.000.000,00
0,5	2.000.000,00	1.150.000,00
1	3.000.000,00	2.000.000,00

\*Informação pessoal M.A.A. Meireles (2008)

### 3.6.2. Custo de Matéria-Prima (CRM)

O custo de matéria-prima considerou o custo de transporte e pré-processamento incluído no modelo e preço dos materiais envolvidos na produção, descritos abaixo:

- Matrizes Sólidas;

- CO<sub>2</sub>;
- Co-Solvente;

Nos casos estudados para compor os custos de matéria-prima foram considerados as correntes de matéria-prima e de reposição de CO<sub>2</sub> e de co-solvente citadas no item 3.5.2.2, os custos das matérias-prima utilizadas neste estudo foram cotados e estão dispostos na tabela 3.2.

**Tabela 3.2.** Custo de matéria-prima

<b>Matéria-Prima</b>	<b>Custo (US\$/kg)</b>
Alecrim-pimenta	6,00
Cúrcuma	4,00
CO <sub>2</sub>	0,1
Etanol	0,65
Isopropanol	2,43

**Fontes:** Alecrim-pimenta e Cúrcuma (Superextra, 2008), CO<sub>2</sub> (Meireles, 2008), Etanol e Isopropanol (Icis, 2008).

#### 3.6.2.1. Reciclo CO<sub>2</sub>

As perdas de CO<sub>2</sub> considerando o separador *flash* trabalhando de forma não ideal conforme descrito na literatura (Rose & Meireles, 2005 ; Pereira *et al.*, 2006) foi estimada em 2%. Portanto a corrente de reposição de CO<sub>2</sub> foi alimentada com a quantidade necessária para se repor o solvente em cada ciclo do processo.

### 3.6.2.2. Reciclo co-solvente

As perdas de co-solvente no separador *flash* calculadas pelo simulador de processos SuperPro Designer® nas condições de operação de 4 MPa de pressão e 303 K de temperatura foi de 2,5% para o isopropanol e de 3% para o etanol. Estas perdas, para consideração do custo de matéria-prima envolvida no processo foram repostas pela corrente de reposição de co-solvente, descrito em 3.5.2.2.

### 3.6.3. Custos de mão-de-obra (COL)

O processo de extração supercrítico é totalmente automatizado, portanto não se faz necessário uma grande quantidade de mão-de-obra envolvida no processo.

**Tabela 3.3.** Quantidade de operadores utilizados em cada processo

Capacidade dos Extratores (m <sup>3</sup> )	Número de Operadores
0,005	1
0,05	2
0,1	2
0,2	3
0,3	3
0,4	3
0,5	3
1	4



O número de operadores utilizado no processo variou de um a quatro, de acordo com o tamanho da coluna de extração utilizada conforme a Tabela 3.3, sendo considerado o valor de US\$ 3,00 h<sup>-1</sup> (Rosa & Meireles, 2008) o custo de mão-de-obra e considerando 330 dias de trabalho em três turnos diários totalizando 7.920 h de operação por ano (Leal, 2008). Os encargos trabalhistas foram considerados pelo *software*.

#### **3.6.4. Custo de utilidades (CUT)**

O custo de utilidades se refere a energia envolvida no processo nas etapas de condensação, aquecimento, separação e transporte de solvente. O CUT utilizado foi obtido pelo balanço de energia realizado pelo simulador SuperPro Designer® em cada etapa do processo descrito acima. O custo da energia elétrica utilizado foi de 0,092 US\$/kWh (CPFL, 2008), referindo-se ao preço praticado pela empresa de energia elétrica do estado de São Paulo para indústrias.

#### **3.6.5. Custo de tratamento de resíduos (CRW)**

As correntes de saída do processo de extração supercrítica são a de recuperação do extrato e a corrente relativa a remoção da matriz vegetal extraída. É possível notar que o único resíduo existente pode ser reincorporado ao solo por se tratar de um composto orgânico inerte ou como no caso descrito por Braga (2005) pode-se estudar utilizações dos resíduos sólidos na indústria de alimentos como amidos especiais.

Portanto este custo pode ser considerado como inexistente na estimativa de COM de um processo supercrítico.

### **3.6.6. COM ao longo da curva cinética**

A primeira etapa para estimativa de custo do processo de extração supercrítica foi obter o custo de manufatura em cada ponto da curva cinética obtida tanto pela literatura no caso do estudo da cúrcuma, quanto para os pontos conseguidos experimentalmente no caso do alecrim-pimenta.

Os tempos de cada ciclo do processo foram ajustados de acordo com o tempo de obtenção de extratos nos pontos da cinética, a utilização do simulador SuperPro Designer® auxilia o usuário a conferir o uso dos equipamentos quanto ao tempo durante o processo pois ele oferece uma ferramenta de análise do tempo de ocupação de cada equipamento, como pode ser observado na Figura 3.2.

No estudo do COM da curva cinética, a quantidade de matéria-prima utilizada não variou durante a análise, uma vez que ela é a mesma em cada ponto de coleta de extrato.

A quantidade de solvente e co-solvente foi calculada utilizando os dados fornecidos pelo gráfico de percentual de extrato ( $X_0$ )  $\times$   $m_{\text{solvente}}/m_{\text{MP}}$  (S/F) em cada um dos pontos obtidos.

Não foi considerado perda de tempo entre dois ciclos de extração, pois no caso estudado foi considerado que o tempo necessário para preparar o extrator para iniciar a operação é menor que o tempo da extração, e portanto, como trabalha-se com dois

extratores é possível realizar este procedimento enquanto o outro extrator está em operação.



**Figura 3.5:** Gráfico de análise da ocupação dos equipamentos envolvidos no processo de extração da cúrcuma, em 30 minutos de extração, onde B#1 até B#8 são os ciclos de utilização do equipamento, a legenda dos equipamentos esta de acordo com a Figura 3.3.

### 3.7. Aumento de Escala

Uma vez realizada a análise de custo em cada ponto da curva cinética, o *scale-up* foi realizado para o ponto que apresentou o menor COM calculado.

No procedimento de aumento de escala do processo supercrítico foi assumiu-se que o rendimento e o tempo de extração do processo em escala industrial são similares aos obtidos nos experimentos em escala laboratorial (Rosa & Meireles, 2005; Leal, 2008), quando mantida constante a razão entre a massa de solvente e a massa de alimentação.

A massa de matéria-prima utilizada no extrator industrial em cada ciclo do processo foi calculada utilizando o dado de densidade aparente do leite empregado na obtenção da curva cinética.

A quantidade de solvente utilizada em cada processo simulado para a obtenção da estimativa de custo foi obtida utilizando-se a Eq. 3.2 descrita abaixo.

$$M_{\text{sol. industrial}} = \frac{M_{\text{sol. laboratório}} \times M_{\text{MP industrial}}}{M_{\text{MP laboratório}}} \quad \text{Eq. 3.2}$$

Sendo as massas representadas em kg/tempo de ciclo de operação do equipamento.

Uma vez inserido os tempos de funcionamento de cada equipamento e as correntes de reposição das matérias-prima utilizadas é possível realizar o aumento de escala pelo próprio simulador utilizando a opção *Adjust Process Throughput* onde é requerida informação de quantas vezes o processo será aumentado. Nesta etapa é possível escolher em qual base será feito o aumento de escala, podendo ser escolhido produção por batelada, produção por ano ou capacidade dos equipamentos, sendo este último o escolhido para a obtenção dos dados do presente trabalho.



## **4. CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO**

### **4.1. Curcuma**

As condições de estudo foram obtidas baseadas no trabalho de Braga (2005) que determinou a curva de rendimento global. O estudo de Braga (2005) mostra que o maior rendimento foi obtido na pressão de 30 MPa e temperatura de 303 K utilizando solvente e co-solvente (mistura 1:1 de etanol e isopropanol) numa razão de 90:10 (m/m) com uma vazão de  $6 \times 10^{-5}$  kg/s . Foi utilizado como co-solvente etanol e isopropanol numa razão de 1:1 (m/m). O estudo também mostrou que a relação extrato de cúrcuma/matéria-prima ao final da extração, após 172 minutos, foi de 8,9%. Quanto a análise da curva cinética foi observado que o  $t_{CER}$  obtido foi igual a 37 minutos.

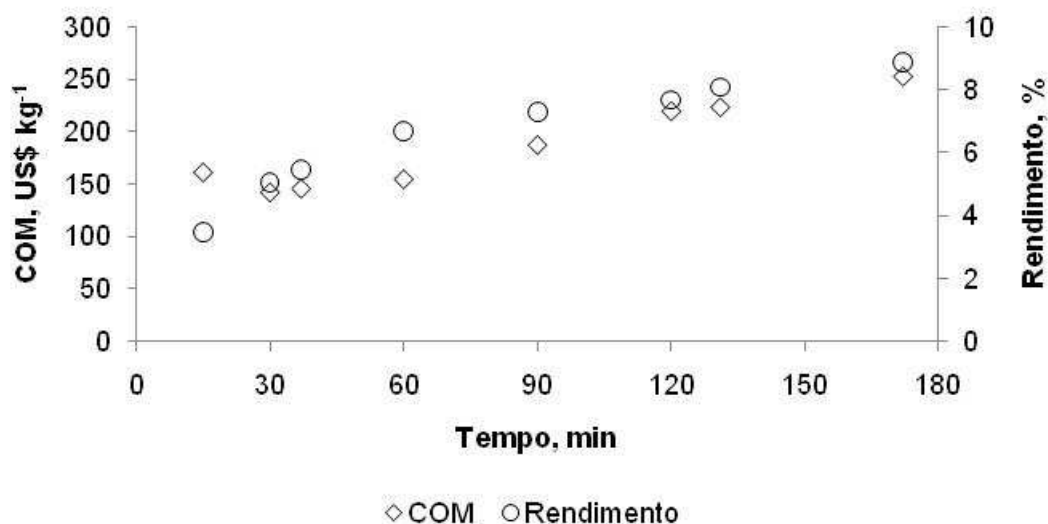
Uma vez selecionada a condição de trabalho, foi utilizada a curva de rendimento global obtida por Braga (2005) e o simulador de processos SuperPro Designer® para se obter o custo de manufatura (COM) do extrato de cúrcuma.

#### 4.1.1. Cálculo do Custo de Manufatura

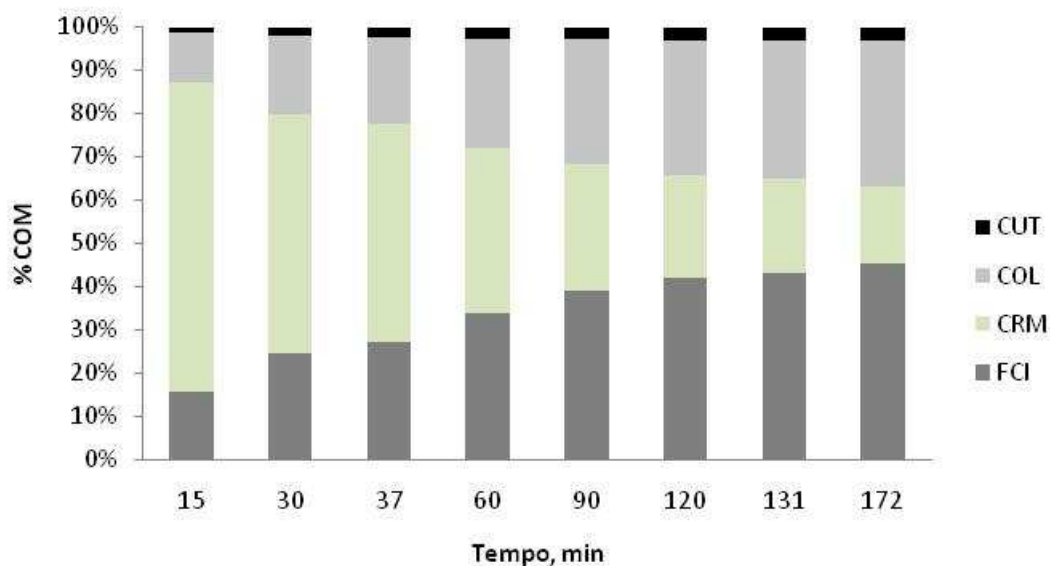
##### 4.1.1.1. Curva global de extração

A Figura 4.1 utiliza os dados obtidos por Braga (2005) em um extrator de capacidade 300 mL e mostra a curva global de extração para a cúrcuma na condição de 30 MPa e 303 K em um equipamento de extração supercrítica com capacidade de 0,005 m<sup>3</sup>, dados estes obtidos projetando os resultados obtidos na literatura e seguindo a consideração de manter a relação S/F constante, em seguida a curva cinética foi comparada com o custo de manufatura (COM) obtido pelo simulador de processos SuperPro Designer®. O rendimento total foi de 8,9%, em um tempo de extração de 172 minutos. É possível observar um decréscimo do COM até o tempo de 30 minutos. O COM da cúrcuma variou de US\$ 148,09/kg a US\$ 252,94/kg nos pontos estudados. A estimativa do custo de manufatura no  $t_{CER}$  (37 min) foi de US\$ 149,11/kg.

A Figura 4.2 mostra a distribuição dos custos que compõem o custo de manufatura. É possível observar que em ciclos mais curtos o custo predominante é o custo de matéria-prima, enquanto que em ciclos mais longos o COM é formado predominantemente pela parcela de contribuição do investimento fixo (FCI) e pelo custo de mão-de-obra (COL). Esta diferença da composição do custo de manufatura é explicada pelo fato de se utilizar uma grande quantidade de matéria-prima em ciclos de extração mais curtos. Os resultados de análise de custo da curva cinética da *Curcuma longa* L. obtidos pelo simulador de processos SuperPro Designer® podem ser consultados no Anexo I.



**Figura 4.1:** Curva de extração (% de extração, base seca) e COM (US\$/kg) do extrato de cúrcuma obtido por SFE a 30 MPa e 303 K em função do tempo de extração.



**Figura 4.2:** Distribuição dos custos que compõem o custo de manufatura do extrato de cúrcuma nos pontos da curva de extração global, onde CUT são os custos de utilidade, COL são os custo de mão de obra, FCI são os custos de investimento fixo e CRM são os custos de matéria prima.



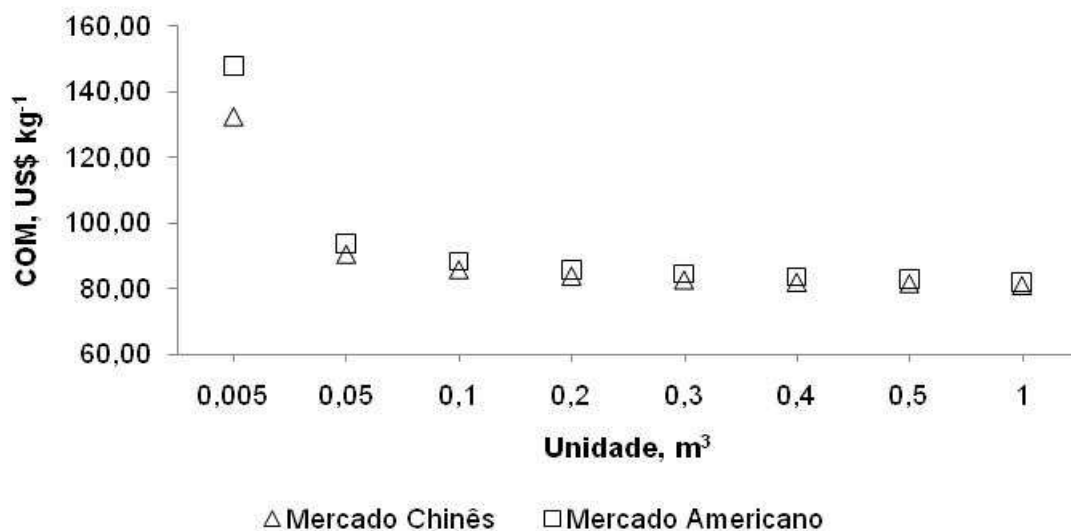
#### 4.1.1.2. Aumento de Escala

A análise de custo no *scale-up* do processo de obtenção de extrato de cúrcuma via tecnologia supercrítica foi estudado considerando equipamentos de tamanhos variando de 0,005 m<sup>3</sup> a 1 m<sup>3</sup> comparando os custos do mercado americano e do mercado chinês.

O tempo de processo utilizado foi de 30 minutos pois considerando a análise do custo de manufatura obtido pela curva cinética de extração da cúrcuma, este ponto foi o que apresentou menor COM.

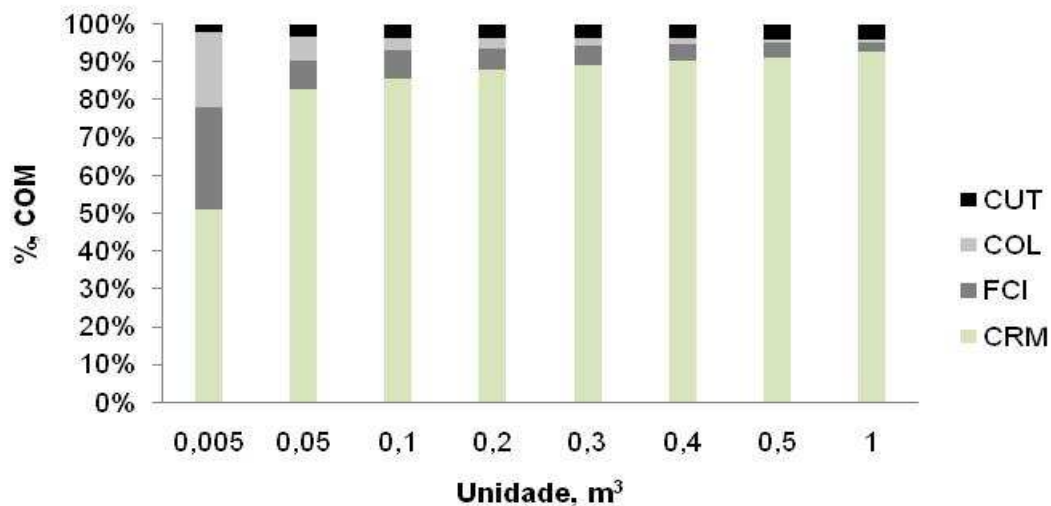
Os resultados obtidos pelo simulador comparando o COM do extrato de cúrcuma no aumento de escala de plantas industriais provenientes de diferentes mercados podem ser vistos na Figura 4.3. É possível observar uma que o custo de produção diminui a medida que a capacidade do equipamento e conseqüentemente da produção aumenta. Existe uma queda acentuada quando comparado o COM do equipamento de 0,005m<sup>3</sup> e 0,05m<sup>3</sup> tanto quando utilizou-se o equipamento com preço do mercado americano (US\$ 148,09 e US\$ 93,75) quanto o do mercado chinês (US\$ 132,25 e US\$ 90,58).

Nota-se que a diferença de preço dos equipamentos no mercado americano e chinês, que compõem o investimento fixo (FCI) não apresenta grande influência no custo final de manufatura quando se trata de equipamentos de capacidade que variam de 0,05 m<sup>3</sup> a 1m<sup>3</sup> (7,5% a 2,5%), no equipamento de menor capacidade a sua participação no custo de manufatura foi de 26,7%. Isto se deve ao fato do alto custo de matéria-prima (CRM) ter um grande impacto no COM, sendo responsável por 52,3% do COM no equipamento de 0,005 m<sup>3</sup> e por 93% no equipamento de 1 m<sup>3</sup>, como pode ser observado na Figura 4.4.



**Figura 4.3:** Comparação do COM do extrato de cúrcuma obtido por tecnologia supercrítica para equipamentos com preço de fabricantes americano e chinês.

Os resultados de análise de custo de equipamentos de diferentes capacidades para a obtenção de extrato de *Curcuma longa* L. obtidos pelo simulador de processos SuperPro Designer® podem ser consultados no Anexo II.



**Figura 4.4:** Distribuição dos custos que compõem o custo de manufatura do extrato de cúrcuma em equipamentos de extração supercrítica de diferentes capacidades onde CUT são os custos de utilidade, COL são os custo de mão de obra, FCI são os custos de investimento fixo e CRM são os custos de matéria prima

## 4.2. Alecrim-pimenta

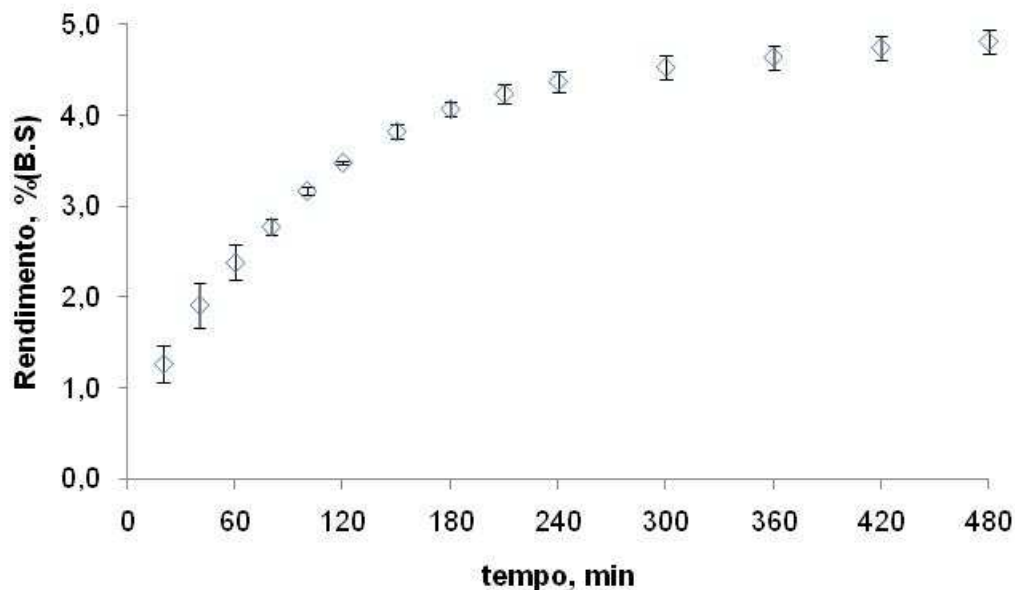
### 4.2.1. Caracterização da Matéria Prima

A umidade e a densidade aparente média das amostras de alecrim-pimenta obtidas nos experimentos foram respectivamente 10% e 331 kg/m<sup>3</sup>. O rendimento global máximo de 4,24% em base seca (B.S.) foi alcançado na pressão de 30 MPa e temperatura de 313 K.

### 4.2.2. Curva Global de Extração (OEC)

A curva global de extração (OEC – *Overall Extraction Curve*) foi obtida utilizando as condições de pressão de 20 MPa e de temperatura de 323 K, condições selecionadas a partir dos resultados de Carvalho (2008), neste trabalho pela análise quantitativa por cromatografia em camada delgada (CCD), o extrato apresentou maior intensidade do composto alvo, timol. Por outro lado, nesta condição de extração não se obtém o maior rendimento (4,09%, obtido a 30 MPa e 313 K), porém a quantidade extraída nesta condição (3,83%) é apenas 6,3% menor que o máximo obtido. Quando se busca a otimização de um processo SFE é necessário diminuir os gastos energéticos que são compostos em sua grande parte pela etapa de pressurização do solvente. Portanto na condição de 20 MPa de pressão e 323 K de temperatura o gasto energético é menor que na condição de 30 MPa e 313 K.

A Figura 4.5 apresenta os resultados das curvas de extração global de alecrim-pimenta. O ensaio foi realizado em duplicata.



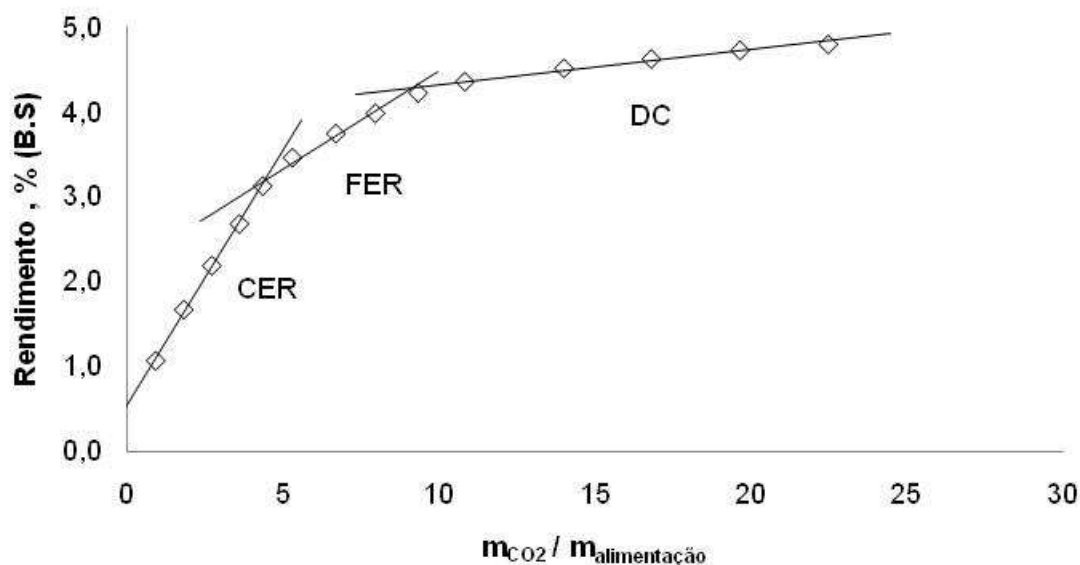
**Figura 4.5.** Cinética de extração de alecrim-pimenta por SFE na temperatura de 323 K, pressão de 20 MPa e vazão de solvente de  $8,52 \times 10^{-5}$  kg/s

O leito foi esgotado após 480 minutos de extração, apresentando rendimento de 4,81%, a relação S/F obtida foi de 22,5 e a vazão média de solvente utilizado foi de  $8,52 \times 10^{-5}$  kg/s.

#### 4.2.2.1. Análise Estatística

A Figura 4.3 apresenta a curva de extração e o spline com 3 retas ajustado aos dados experimentais; o ajuste foi realizada para ambos os ensaios realizados a 323 K e

20 MPa. A OEC apresenta as três etapas de extração usualmente observadas no processo SFE. A primeira etapa CER (*Constant Extraction Rate*) a segunda etapa FER (*Falling Extraction Rate*) e a terceira etapa DC (*Diffusion Controlled*).



**Figura 4.6. Spline de 3 retas ajustado à curva de extração do alecrim-pimenta onde são indicadas as três etapas de extração (CER, FER e DC).**

A inclinação da primeira reta representa a taxa de transferência de massa da etapa CER. O tempo que corresponde à interseção das duas primeiras retas é o  $t_{CER}$  que, em geral, representa o tempo mínimo de duração de um ciclo de SFE; o tempo de interseção entre a segunda e terceira retas é o  $t_{FER}$ , que em geral, representa a duração máxima que um ciclo SFE pode ter para manter a viabilidade econômica do processo (Meireles, 2008). Para esta curva o  $t_{CER}$  foi de 92 min e o  $t_{FER}$  de 194 min.

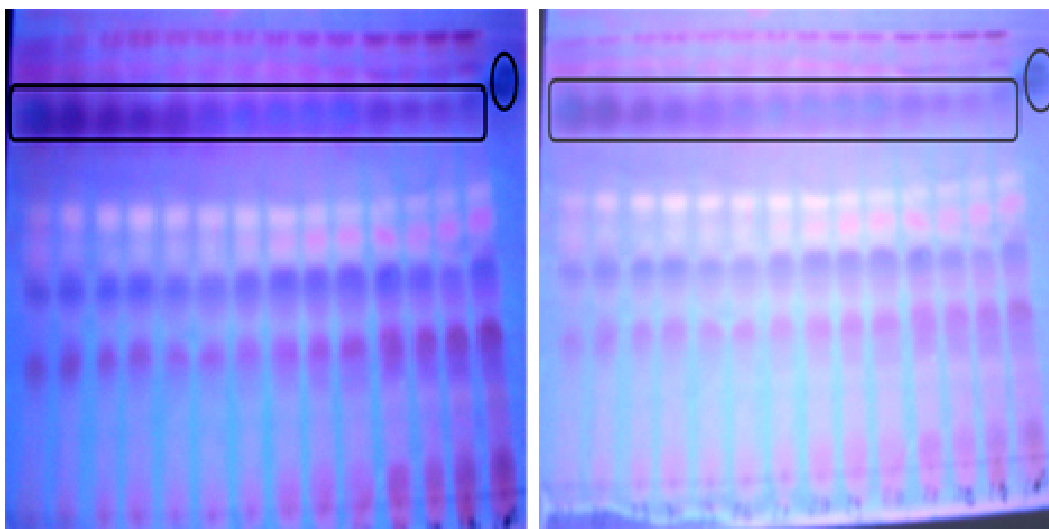
No tempo correspondente ao  $t_{CER}$  (92 min), 65% do extrato foi recuperado, enquanto que no tempo  $t_{FER}$  (194 min), 86% do extrato é recuperado. Para um tempo de ciclo de 160 min cerca de 80% do extrato é recuperado. O tempo do ciclo referente ao

processo não é determinado considerando-se unicamente a duração do processo; outra variável de igual importância na otimização do processo é a composição do extrato que definirá o grau de pureza do extrato em relação ao composto alvo, ou a uma família de compostos de interesse. Os resultados da análise estatística obtida pelo programa SAS podem ser encontradas no Anexo III.

#### **4.2.3. Cromatografia em Camada Delgada (CCD)**

Sabendo-se da presença de timol no extrato de alecrim-pimenta, a análise por cromatografia em camada delgada (CCD) foi realizada com o intuito de verificar a presença do mesmo no decorrer da extração, ou seja, ao longo da curva cinética.

A Figura 4.7 apresenta os resultados obtidos através da técnica de cromatografia em camada delgada descrita no Item 3.3.1, onde a solução reveladora utilizada foi o anisaldeído para a identificação de óleos voláteis, principais pungentes e saponinas. É possível observar em ambos ensaios um mesmo comportamento em relação à composição do extrato, observa-se também que o composto de interesse, o timol, marcado na Figura 4.7 pela elipse, está presente com maior intensidade até o ponto seis, conforme pode ser observado nos pontos marcados dentro do retângulo, ou seja, 120 minutos de extração, porém ele continua sendo recuperado durante todo o restante da extração. É possível visualizar a presença do timol em todos os pontos da curva cinética.

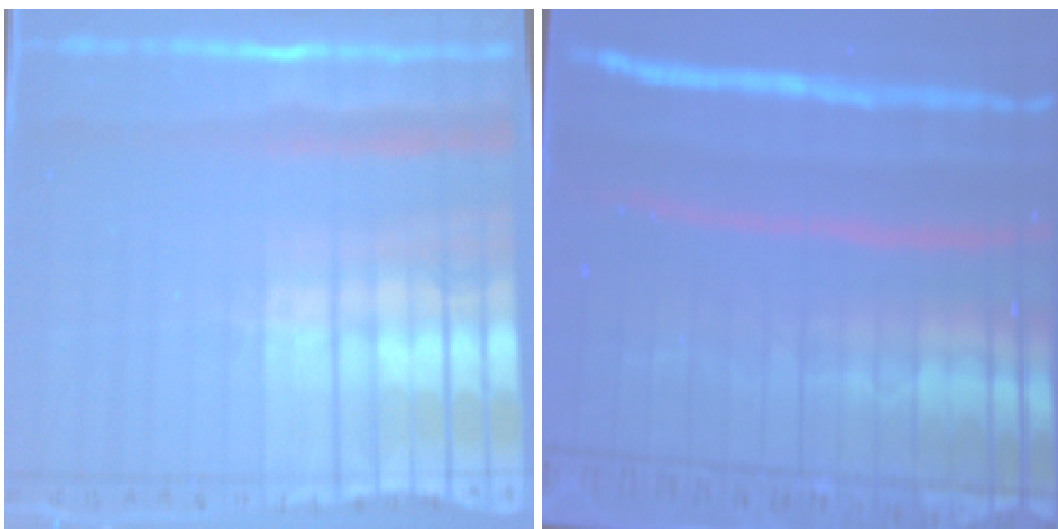


**Figura 4.7.** CCD do extrato de alecrim-pimenta (*Lippia sidoides*) obtido a 20MPa e 323 K, em cada ponto das duas curvas cinéticas utilizando o revelador anisaldeído, com padrão timol em destaque.

A Figura 4.8 apresenta a análise cromatográfica em camada delgada dos extratos obtidos nas duas curvas cinéticas, onde a solução reveladora utilizada foi o revelador de flavonóides para a identificação de flavonóides.

De acordo com a Figura 4.8, pode-se observar, que todos os extratos apresentaram bandas referentes a flavonóides. É possível observar que os flavonóides tornam-se mais intensos á partir do oitavo ponto da cinética, ou seja, após 180 minutos de extração.

Também é possível identificar em todos os pontos da cinética, na metade superior das placas uma banda laranja, uma banda azul escuro e uma banda azul claro



**Figura 4.8.** CCD do extrato de alecrim-pimenta obtido a 20 MPa e 323 K em cada ponto da duas curvas cinética utilizando revelador de flavonóides

#### 4.2.4. Cromatografia Gasosa Acoplada à Espectrômetro de Massa (CG-EM)

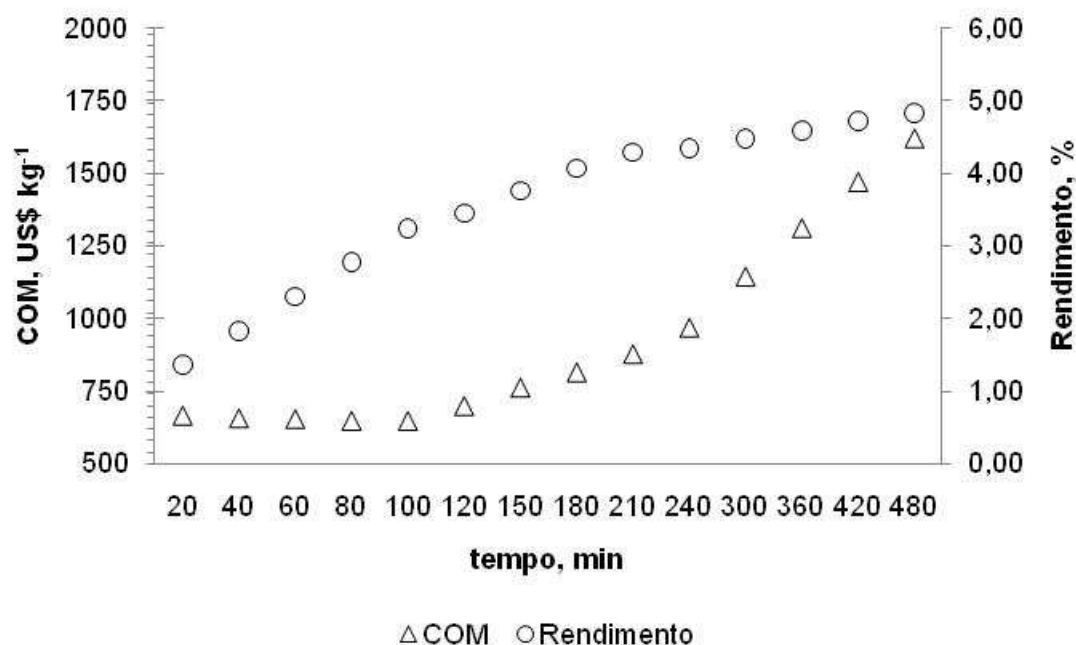
Foram realizadas análises laboratoriais qualitativos por CG-EM pela Central Analítica do Instituto de Química da Unicamp, de forma a identificar as substâncias presentes na matéria prima alecrim-pimenta. Foram identificados três componentes principais na amostra analisada: (i) Timol, (ii) Cariofileno e (iii) Pentacosano. Os resultados do CG-EM podem ser visualizados no anexo VI.



#### 4.2.5. Cálculo do Custo de Manufatura

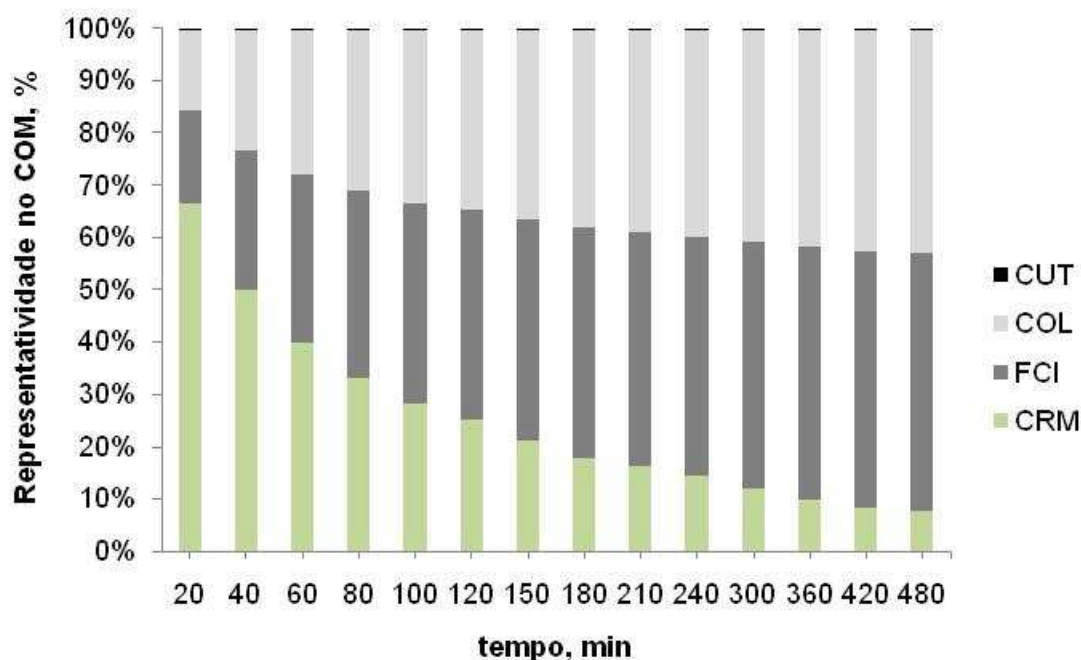
##### 4.2.5.1. Curva Global de Extração

A Figura 4.9 mostra a curva global de extração para o alecrim-pimenta na condição de 20 MPa e 323 K em um equipamento de extração supercrítica com capacidade de 0,005 m<sup>3</sup> comparada com o custo de manufatura (COM) obtido pelo simulador de processos SuperPro Designer®. O rendimento total foi de 4,9%, em um tempo de extração de 480 minutos. É possível observar um decréscimo do COM até o tempo de 100 minutos (US\$ 647,02 kg<sup>-1</sup>). O COM para o extrato de alecrim-pimenta variou de US\$ 647,02 kg<sup>-1</sup> a US\$ 1623,47 kg<sup>-1</sup> nos pontos estudados. A estimativa do custo de manufatura no  $t_{CER}$  (92 min) foi de US\$ 648,01 kg<sup>-1</sup>.



**Figura 4.9:** Curva de extração (% de extração, base seca) e COM (US\$/kg) do extrato de alecrim-pimenta obtido por SFE a 20 MPa e 323 K em função do tempo de extração.

A Figura 4.10 mostra a distribuição dos custos que compõem o custo de manufatura. É possível observar que em ciclos mais curtos o custo predominante é o custo de matéria-prima (CRM), enquanto que em ciclos mais longos o COM é formado predominantemente pelo investimento fixo (FCI) e pelo custo de mão-de-obra (COL). Esta diferença e ponderação do custo de manufatura é explicada pelo fato de se utilizar uma grande quantidade de matéria-prima em ciclos de extração mais curtos. Os resultados de análise de custo da curva cinética para o alecrim-pimenta obtidos pelo simulador de processos SuperPro Designer® podem ser consultados no Anexo IV.



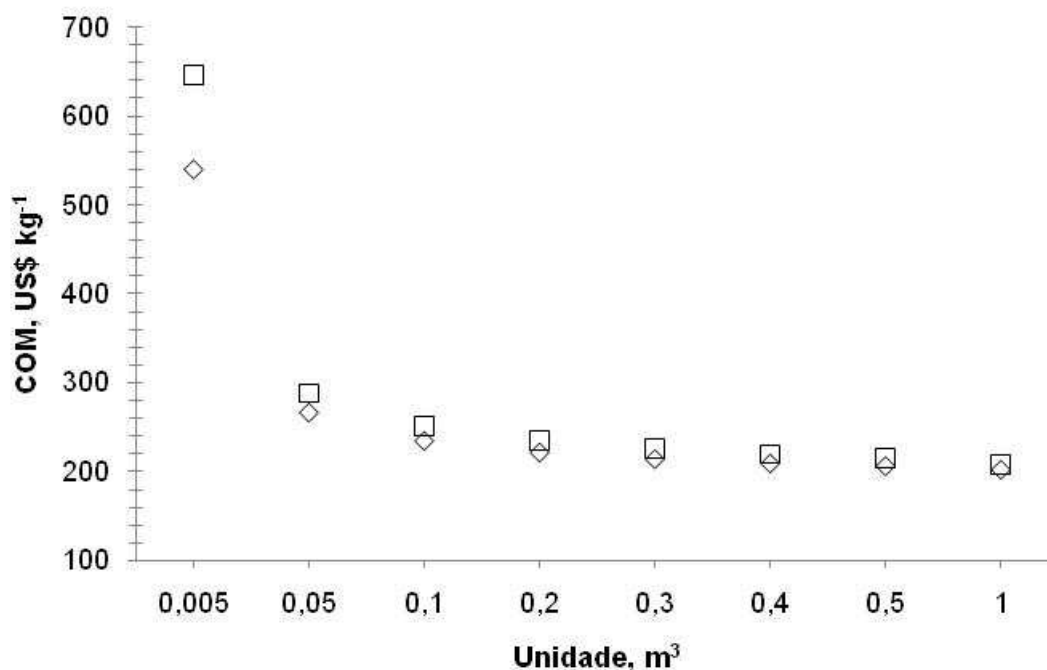
**Figura 4.10:** Distribuição dos custos que compõem o custo de manufatura do extrato de alecrim-pimenta ao longo da curva global de extração, onde CUT são os custos de utilidade, COL são os custo de mão de obra, FCI são os custos de investimento fixo e CRM são os custos de matéria prima

#### 4.2.5.2. Aumento de Escala

A análise de custo no *scale-up* do processo de obtenção de extrato de alecrim-pimenta via tecnologia supercrítica foi estudado utilizando o simulador de processos SuperProDesigner® considerando para o estudo equipamentos de tamanhos variando de 0,005 m<sup>3</sup> a 1 m<sup>3</sup> e comparando os preços de equipamentos de origem americana e os de origem chinesa.

O tempo de processo utilizado neste estudo foi de 100 minutos, pois considerando a análise do custo de manufatura obtido pela curva cinética do extrato de alecrim-pimenta, este ponto foi o que apresentou menor COM.

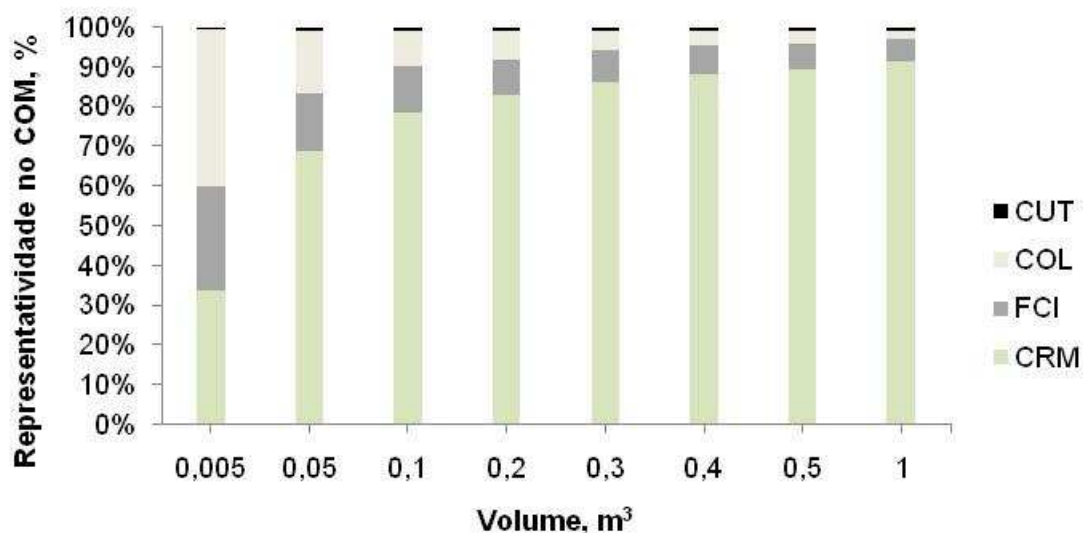
Os resultados obtidos pelo simulador comparando o COM do extrato de alecrim-pimenta no aumento de escala de plantas industriais provenientes de diferentes mercados podem ser vistos na Figura 4.11. É possível observar que o custo de produção diminui a medida que a capacidade do equipamento e conseqüentemente da produção aumenta. Existe uma queda acentuada quando comparado o COM do equipamento de 0,005 m<sup>3</sup> e 0,05 m<sup>3</sup> tanto quando utilizou-se o equipamento com preço do mercado americano (US\$ 647,2 kg<sup>-1</sup> e US\$ 288,83 kg<sup>-1</sup>) quanto o do mercado chinês (US\$ 540,86 kg<sup>-1</sup> e US\$ 267,08 kg<sup>-1</sup>).



**Figura 4.11:** Comparação do COM do extrato de alecrim-pimenta obtido por tecnologia supercrítica em equipamentos com preço de mercado americano e chinês.

Nota-se que a diferença de preço dos equipamentos no mercado americano e chinês, que compõem o investimento fixo (FCI) não apresenta grande influência no custo final de manufatura quando se trata de equipamentos de capacidade que variam de 0,2 m³ a 1 m³ (9% a 5,7%), nos equipamentos de menor capacidade a sua participação no custo de manufatura variou de 26% a 11,7% do custo total de manufatura. Isto se deve ao fato do alto custo de matéria-prima (CRM) ter um grande impacto no COM, sendo responsável por 34% do COM no equipamento de 0,005 m³ e por 91,4% no equipamento de 1 m³, como pode ser observado na Figura 4.12. Observa-se que para o equipamento de capacidade 0,005 m³, considerado um equipamento intermediário entre a escala laboratorial e a escala industrial, é possível observar que os custos de mão-de-obra (COL) e os custos fixos (FCI) são os maiores responsáveis pela composição do COM. Os

resultados de análise de custo de equipamentos de diferentes capacidades para a obtenção de extrato de alecrim-pimenta obtidos pelo simulador de processos SuperPro Designer® podem ser consultados no Anexo V.



**Figura 4.12:** Distribuição dos custos que compõem o custo de manufatura do extrato de alecrim-pimenta em equipamentos de extração supercrítica de diferentes capacidades, onde CUT são os custos de utilidade, COL são os custo de mão de obra, FCI são os custos de investimento fixo e CRM são os custos de matéria prima

## **CAPÍTULO 5 - CONCLUSÃO**

A seleção de condições ótimas de pressão, temperatura e de tempo de ciclo do processo de extração de um processo supercrítico é de grande importância para avaliar a viabilidade econômica de um processo de extração supercrítica. As condições de pressão e temperatura influenciam o custo de manufatura atribuindo um maior ou menor gasto de energia de acordo com as condições estabelecidas para o processo e alterando o rendimento global. O impacto do tempo de ciclo do processo se dá por conta da quantidade e qualidade dos produtos obtidos durante a extração, quanto a qualidade, de acordo com o tempo escolhido a composição do extrato obtido será alterada como descrito no item 4.2.4, seu impacto no custo de manufatura foi descrito pelas Figuras 4.1 e 4.11 apresentadas nos itens 4.1.1.1. e 4.2.5.1.

O simulador de processos SuperPro Designer® sendo um simulador de estimativa de custo classe 3, apresentou resultados bastante detalhados, permitiu modificações nas operações unitárias envolvidas no processo estudado e forneceu

análises do gasto energético e do balanço de massa bem detalhadas em todas as etapas do processo.

Foi constatado que o custo de matéria-prima (CRM) é o principal fator na composição do custo de manufatura (COM) de um processo de extração supercrítica em larga escala, contrariando algumas referências de literatura que apontam o custo fixo de investimento como o maior responsável pelo valor do COM em um processo SFE. Isto foi demonstrado na comparação da estimativa do custo de manufatura (COM) de extratos vegetais de cúrcuma e alecrim-pimenta em equipamentos com valores de mercado americano e chinês, mesmo apresentando uma diferença que variou de 50% a 100% no valor dos equipamentos a diferença no COM foi sentida apenas em equipamentos de escala reduzida ( $0,005 \text{ m}^3$ ).

Foi constatado pela simulação do *scale-up* do processo de extração supercrítica que o custo de manufatura (COM) sofre pouca variação quando se trabalha com equipamentos de grande capacidade. Isto se deve ao alto impacto do custo de matéria-prima (CRM) no COM, sendo responsável por mais de 80% do custo de manufatura na maior parte dos equipamentos, assim como mostrado nos itens 4.1.1.2 e 4.2.5.2.

O estudo de estimativa de custo de um processo industrial de extração supercrítica é importante para avaliar a sua viabilidade de implantação, principalmente em países que ainda não dispõem de tal equipamento como no caso do Brasil. O estudo da utilização de simuladores de processo neste contexto torna-se uma ferramenta importante para minimizar o tempo de desenvolvimento de processos industriais supercrítico.





## CAPÍTULO 6 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Brasil, República Federativo do Brasil, Presidência da República do Brasil/Casa Civil, Decreto Nº 6.041, de **8 de Fevereiro de 2007**.

Braga, M. E. M. Obtenção de compostos bioativos de *Curcuma longa* L. e *Lippia Alba* M. por tecnologia supercrítica: rendimento global, cinética de extração, composição química e aproveitamento do resíduo amiláceo. Campinas, **2005**. 198 p. Tese (Doutorado), Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Campinas.

Brunner, G. Gas extraction: An Introduction to Fundamentals of Supercritical Fluids and the Application to Separation Processes. 1<sup>st</sup>. Ed. Darmstadt, Alemanha: Steinkopff, **1994**. 387p.

CPFL, Companhia Paulista de Força e Luz. Disponível em <[www.cpfl.com.br](http://www.cpfl.com.br)> acesso em Outubro de **2008**.

Del Valle, J. M., De La Fuente, J. C., Cardarelli, D. A. Contributions to supercritical extraction of vegetables substrates in Latin America. Journal of Food Engineering 67, **2005**, p. 35-57.

Fauna Brasil. Disponível em <[www.faunabrasil.com.br](http://www.faunabrasil.com.br)> acesso em Outubro de **2008**.

Fullana, M., Trabelsi, F., Recasens, F. Use of neural net computing for statistical and kinetic modelling and simulation of supercritical fluid extractors. **Chemical Engineering Science**. 55, 79-95, 2000.

Icis. Disponível em <[www.icis.com](http://www.icis.com)> acesso em Novembro de **2008**.

- Leal, P.F., Sato, D.N., Chaves, F.C.M., Ming, L.C., Marques, M.O.M., Meireles, M.A.A. Functional properties of spice extracts obtained via supercritical fluid extraction. *J. Agric. Food Chem.* **2003**, 51, 2520-2525.
- Leal, P.F.; Takeuchi T.M.; Orestes T.; Rosa P.T.V.; Meireles, M.A.M. Simulation of Flash Tank Operation Conditions to Improve Anethole Obtaining from Two Different Sources by Supercritical Tecnology. VII Iberoamerican Conference on Phase Equilibria and Fluid Properties for Process Design, p. 866 – 878, **2006**.
- Leal, P.F. Estudo comparativo entre os custos de manufatura e as propriedades funcionais de óleos voláteis obtidos por extração supercrítica e destilação por arraste a vapor. **2008**. 307p. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
- Matilha, A.; Cardozo-Filho, L.; Wolff F. Simulação do processo de desterpenação supercrítica do óleo essencial de laranja. *Acta Scientiarum*, v.23, n.6, p. 1433-1437, 2001.
- Martinez, J., Monteiro, A.R., Rosa, P.T.V., Marques, M.O.M., Meireles, M.A.A., Multicomponent Model to Describe Extraction of Ginger Oleoresin with Supercritical Carbon Dioxide, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 42 (5), p. 1057-1063, **2003**.
- Meireles, M.A.A. Supercritical extraction from solid: process Designer data (2001-2003), *Current Opinion in Solid State and Materials Science*. **2003**, 7, 321-330.
- Meireles, M.A.A. Extraction of Bioactive Compounds from Latin American plants. In: Jose Martinez. (Org.). Supercritical fluid extraction of nutraceuticals and bioactive compounds. Boca Raton: CRC Press - Taylor & Francis Group, **2008**, p.243-274.

- Pellerin, P. Extraction of natural raw material for the flavor industry. *Perfumer & Flavorist*. **1991**, 56, 37-41.
- Peng, D.Y., Robinson, D.B. A new two-constant equation of state. *Ind. Eng. Chem. Fund.* **1976**, 15 (1), 59-64.
- Pereira, C. G., Rosa, P.T.V., Meireles, M.A.A. Extraction and isolation of índole alkaloids from *Tabernaemontana catharinensis* A.DC: technical and economical analysis. *J. Supercr. Fluids*, **2006**, 40, 232-238.
- Perrut, M. Supercritical fluid application: industrial development and economic issues, *Ind. Eng. Chem. Res.* **2000**, 39, 4531-4535.
- B.E. Poling, J.M. Prausnitz, J.P. O'Connell, *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, New York, **2000**.
- Quispe-Condori, S. Determinação de parâmetros de processo nas diferentes etapas da extração supercrítica de produtos naturais: *Artemisia annua*, *Cordia verbenacea*, *Occimum selloi* e *Foeniculum vulgare*. **2005**. 114 p. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
- Rodrigues, V. M., Determinação da solubilidade em sistemas pseudo-ternários cravo-daíndia (*Eugenia caryophyllus*) + CO<sub>2</sub>, gengibre (*Zingiber officinales* Roscoe) + CO<sub>2</sub>, erva-doce (*Pimpinella anisium*) + CO<sub>2</sub>. **2001**, 319p. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
- Rosa, P.T.V., Meireles, M.A.A. Rapid estimation of the manufacturing cost of extracts obtained by supercritical fluid extraction. *J. Food Eng.* **2005**, 67, 235-240.

Superextra. Disponível em <[www.superextra.com.br](http://www.superextra.com.br)>. Acessado em Novembro **2008**.

Takeuchi M.T.; Leal P.F.; Rosa P.T.V.; Meireles M.A.M. Impact of a Non-Ideal Flash Separation on the Economical Evaluation of Clove Bud Oil Obtaining via Supercritical Technology. VII Iberoamerican Conference on Phase Equilibria and Fluid Properties for Process Design, p. 503 – 513, **2006**.

Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., Shaeiwitz, J.A. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. 2<sup>nd</sup> Ed. Prentice Hall, New Jersey, EUA, **2003**, pp.977.

Vasconcellos, C.M.C. Extração Supercrítica dos Óleos Voláteis de *Achyrocline satureioides* (Macela) e *Vetiveria zizanioides* (Vetiver): Determinação da Cinética de Extração e Estimativas de Custo de Manufatura. **2007**. 77p. Dissertação (Doutorado em Engenharia de Alimentos). Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.

Zacchi, P.; Pietsch, A.; Voges, S.; Ambroggi, A.; Eggers, R.; Jaeger, P. Concepts of phase separation in supercritical processing. *Chemical Engineering and Processing* 45, p. 728-733, **2006**.



## ANEXO I – Relatório gerencial do simulador SuperPro Designer® relativo a Curva Global de Extração da cúrcuma .

Figura 4.1.

Tempo de extração (15 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	332,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	332,000 \$
Operating Cost	477,000 \$/yr
Production Rate	2,938.03 kg MP/yr
Unit Production Cost	162.43 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 135.11 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearch interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	340,000	71.19
Labor-Dependent	55,000	11.45
Facility-Dependent	66,000	13.81
Laboratory/QC/QA	8,000	1.72
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	5,000	1.12
Transportation	3,000	0.70
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>477,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (30 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	317,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	317,000 \$
Operating Cost	306,000 \$/yr
Production Rate	2,140.56 kg MP/yr
Unit Production Cost	143.15 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 87.77 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearch interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	171,000	55.67
Labor-Dependent	55,000	17.83
Facility-Dependent	66,000	21.51
Laboratory/QC/QA	8,000	2.68
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	5,000	1.78
Transportation	2,000	0.65
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>306,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (37 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	314,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	314,000 \$
Operating Cost	274,000 \$/yr
Production Rate	1,871.53 kg MP/yr
Unit Production Cost	146.66 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 78.40 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearch interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	139,000	50.47
Labor-Dependent	55,000	19.91
Facility-Dependent	66,000	24.02
Laboratory/QC/QA	8,000	2.99
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	6,000	2.13
Transportation	1,000	0.50
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>274,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (60 min)

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	309,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	309,000 \$
Operating Cost	219,000 \$/yr
Production Rate	1,406.06 kg MP/yr
Unit Production Cost	155.48 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 61.62 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	85,000	39.08
Labor-Dependent	55,000	25.00
Facility-Dependent	66,000	30.15
Laboratory/QC/QA	8,000	3.75
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	4,000	1.85
Transportation	1,000	0.38
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>219,000</b>	<b>100.00</b>



Tempo de extração (90 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	307,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	307,000 \$
Operating Cost	192,000 \$/yr
Production Rate	1,021.31 kg MP/yr
Unit Production Cost	188.13 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 53.45 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	58,000	30.09
Labor-Dependent	55,000	28.44
Facility-Dependent	66,000	34.31
Laboratory/QC/QA	8,000	4.27
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	5,000	2.61
Transportation	1,000	0.29
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>192,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (131 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	305,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	305,000 \$
Operating Cost	174,000 \$/yr
Production Rate	778.24 kg MP/yr
Unit Production Cost	223.95 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 47.88 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	40,000	23.04
Labor-Dependent	55,000	31.34
Facility-Dependent	66,000	37.82
Laboratory/QC/QA	8,000	4.70
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	5,000	2.88
Transportation	0	0.22
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>174,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (172 min)

**1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)**

Total Capital Investment	304,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	304,000 \$
Operating Cost	165,000 \$/yr
Production Rate	651.35 kg MP/yr
Unit Production Cost	253.27 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 44.94 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	31,000	18.74
Labor-Dependent	55,000	33.12
Facility-Dependent	66,000	39.96
Laboratory/QC/QA	8,000	4.97
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	5,000	3.04
Transportation	0	0.18
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>165,000</b>	<b>100.00</b>



**ANEXO II - Relatório gerencial do simulador SuperPro Designer® relativo a equipamentos com diferentes capacidades para a obtenção de extrato de cúrcuma.**

**Equipamentos com valor de mercado americano**

Capacidade: 0,005 m<sup>3</sup>

**1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)**

Total Capital Investment	314,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	314,000 \$
Operating Cost	274,000 \$/yr
Production Rate	1,871.53 kg MP/yr
Unit Production Cost	148.68 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 78.40 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (Q-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	139,000	50.47
Labor-Dependent	55,000	19.91
Facility-Dependent	66,000	24.02
Laboratory/QC/QA	8,000	2.99
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	6,000	2.13
Transportation	1,000	0.50
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>274,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,05 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	839,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	839,000 \$
Operating Cost	1,754,000 \$/yr
Production Rate	18,715.34 kg MP/yr
Unit Production Cost	93.75 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 201.29 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearch interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	1,402,000	79.90
Labor-Dependent	109,000	6.23
Facility-Dependent	155,000	8.83
Laboratory/QC/QA	16,000	0.93
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	58,000	3.32
Transportation	14,000	0.78
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>1,754,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,1 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,304,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,304,000 \$
Operating Cost	3,302,000 \$/yr
Production Rate	37,430.69 kg MP/yr
Unit Production Cost	88.23 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 245.63 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearch interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	2,804,000	84.90
Labor-Dependent	109,000	3.31
Facility-Dependent	229,000	6.94
Laboratory/QC/QA	18,000	0.50
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	117,000	3.53
Transportation	27,000	0.82
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>3,302,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,2 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	2,075,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	2,075,000 \$
Operating Cost	6,424,000 \$/yr
Production Rate	74,881.37 kg MP/yr
Unit Production Cost	85.81 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 302.63 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	5,608,000	87.29
Labor-Dependent	164,000	2.55
Facility-Dependent	340,000	5.30
Laboratory/QC/QA	25,000	0.38
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	233,000	3.63
Transportation	54,000	0.85
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>6,424,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,3 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	2,840,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	2,840,000 \$
Operating Cost	9,483,000 \$/yr
Production Rate	112,292.08 kg MP/yr
Unit Production Cost	84.45 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 327.15 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	8,411,000	88.70
Labor-Dependent	164,000	1.73
Facility-Dependent	452,000	4.78
Laboratory/QC/QA	25,000	0.26
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	350,000	3.69
Transportation	82,000	0.86
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>9,483,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,4 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	3,438,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	3,438,000 \$
Operating Cost	12,505,000 \$/yr
Production Rate	149,722.75 kg MP/yr
Unit Production Cost	83.52 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 357.16 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	11,215,000	89.89
Labor-Dependent	164,000	1.31
Facility-Dependent	526,000	4.21
Laboratory/QC/QA	25,000	0.20
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	466,000	3.73
Transportation	109,000	0.87
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>12,505,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,5 m<sup>3</sup>

**1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)**

Total Capital Investment	4,037,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	4,037,000 \$
Operating Cost	15,526,000 \$/yr
Production Rate	187,153.43 kg MP/yr
Unit Production Cost	82.96 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 378.28 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearch interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	14,019,000	90.29
Labor-Dependent	164,000	1.06
Facility-Dependent	600,000	3.86
Laboratory/QC/QA	25,000	0.16
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	583,000	3.75
Transportation	136,000	0.88
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>15,526,000</b>	<b>100.00</b>



Capacidade: 1 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	6,701,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	6,701,000 \$
Operating Cost	30,624,000 \$/yr
Production Rate	374,306.87 kg MP/yr
Unit Production Cost	81.82 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 451.27 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	28,038,000	91.56
Labor-Dependent	219,000	0.71
Facility-Dependent	897,000	2.93
Laboratory/QC/QA	33,000	0.11
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	1,166,000	3.81
Transportation	272,000	0.89
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>30,624,000</b>	<b>100.00</b>

## Mercado Chinês

Capacidade: 0,005 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	181,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	181,000 \$
Operating Cost	248,000 \$/yr
Production Rate	1,871.53 kg MP/yr
Unit Production Cost	132.25 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 128.03 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	141,000	57.05
Labor-Dependent	55,000	22.08
Facility-Dependent	36,000	14.65
Laboratory/QC/QA	8,000	3.31
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	6,000	2.35
Transportation	1,000	0.55
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>248,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,05 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	572,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	572,000 \$
Operating Cost	1,695,000 \$/yr
Production Rate	18,715.34 kg MP/yr
Unit Production Cost	90.58 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 289.01 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	1,402,000	82.70
Labor-Dependent	109,000	6.45
Facility-Dependent	96,000	5.65
Laboratory/QC/QA	16,000	0.97
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	58,000	3.44
Transportation	14,000	0.80
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>1,695,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,1 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	905,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	905,000 \$
Operating Cost	3,214,000 \$/yr
Production Rate	37,430.69 kg MP/yr
Unit Production Cost	85.85 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 348.41 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	2,804,000	87.25
Labor-Dependent	109,000	3.40
Facility-Dependent	140,000	4.36
Laboratory/QC/QA	16,000	0.51
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	117,000	3.63
Transportation	27,000	0.85
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>3,214,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,2 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,442,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,442,000 \$
Operating Cost	6,283,000 \$/yr
Production Rate	74,861.37 kg MP/yr
Unit Production Cost	83.93 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 429.75 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	5,608,000	89.25
Labor-Dependent	164,000	2.61
Facility-Dependent	200,000	3.18
Laboratory/QC/QA	25,000	0.39
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	233,000	3.71
Transportation	54,000	0.87
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>6,283,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,3 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,974,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,974,000 \$
Operating Cost	9,290,000 \$/yr
Production Rate	112,292.06 kg MP/yr
Unit Production Cost	82.73 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 464.97 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	8,411,000	90.54
Labor-Dependent	164,000	1.76
Facility-Dependent	259,000	2.79
Laboratory/QC/QA	25,000	0.26
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	350,000	3.76
Transportation	82,000	0.88
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>9,290,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,4 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	2,440,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	2,440,000 \$
Operating Cost	12,282,000 \$/yr
Production Rate	149,722.75 kg MP/yr
Unit Production Cost	82.03 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 498.13 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	11,215,000	91.31
Labor-Dependent	164,000	1.33
Facility-Dependent	303,000	2.47
Laboratory/QC/QA	25,000	0.20
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	466,000	3.80
Transportation	109,000	0.89
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>12,282,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 0,5 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	2,905,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	2,905,000 \$
Operating Cost	15,274,000 \$/yr
Production Rate	187,153.43 kg MP/yr
Unit Production Cost	81.61 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 520.68 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	14,019,000	91.78
Labor-Dependent	164,000	1.07
Facility-Dependent	348,000	2.28
Laboratory/QC/QA	25,000	0.16
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	583,000	3.82
Transportation	136,000	0.89
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>15,274,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade: 1 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	5,370,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	5,370,000 \$
Operating Cost	30,327,000 \$/yr
Production Rate	374,306.87 kg MP/yr
Unit Production Cost	81.02 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 559.99 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	28,038,000	92.45
Labor-Dependent	219,000	0.72
Facility-Dependent	600,000	1.98
Laboratory/QC/QA	33,000	0.11
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	1,166,000	3.84
Transportation	272,000	0.90
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>30,327,000</b>	<b>100.00</b>



### ANEXO III – Ajuste do spline com 3 retas usando o software SAS

The NLIN Procedure

Dependent Variable mext

Method: Gauss-Newton

Iterative Phase

Iter	b0	b1	b2	b3	knot1	knot2	Sum of Squares
0	0.8916	0.0237	-0.0134	-0.00826	100.0	200.0	0.6092
1	0.8416	0.0249	-0.0138	-0.00906	91.4471	193.2	0.5964
2	0.8416	0.0249	-0.0138	-0.00906	91.6895	193.8	0.5954

Estimation Summary

Method	Gauss-Newton
Iterations	2
R	0
PPC	0
RPC(knot2)	0.003132
Object	0.001715
Objective	0.595368
Observations Read	28
Observations Used	28
Observations Missing	0

Source	Sum of DF	Mean Squares	Approx Square	F Value	Pr > F
Regression	6	393.2	65.5302	244.56	<.0001
Residual	22	0.5954	0.0271		
Uncorrected Total	28	393.8			
Corrected Total	27	33.6864			

Parameter	Estimate	Std Error	Approximate 95% Confidence Limits	
b0	0.8416	0.1425	0.5462	1.1371
b1	0.0249	0.00260	0.0195	0.0303
b2	-0.0138	0.00323	-0.0205	-0.00707
b3	-0.00906	0.00198	-0.0132	-0.00495



knot1	91.6895	11.7661	67.2882	116.1
knot2	193.8	16.4510	159.7	227.9

The NLIN Procedure

## ANEXO IV - Relatório gerencial do simulador SuperPro Designer® relativo a Curva Global de Extração Global do Alecrim-Pimenta

Tempo de extração (20 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	288,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	288,000 \$
Operating Cost	356,000 \$/yr
Production Rate	534.79 kg MP/yr
Unit Production Cost	666.20 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 116.04 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	237,000	66.58
Labor-Dependent	55,000	15.34
Facility-Dependent	56,000	15.65
Laboratory/QC/QA	8,000	2.30
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.13
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>356,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (40 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	277,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	277,000 \$
Operating Cost	238,000 \$/yr
Production Rate	361.77 kg MP/yr
Unit Production Cost	657.01 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 77.72 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	119,000	49.91
Labor-Dependent	55,000	22.99
Facility-Dependent	56,000	23.46
Laboratory/QC/QA	8,000	3.45
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.19
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>238,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (60 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	242,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	242,000 \$
Operating Cost	348,000 \$/yr
Production Rate	550.06 kg MP/yr
Unit Production Cost	632.41 \$/kg MP
Total Revenues	4,000 \$/yr
Gross Margin	- 9,351.17 %
Return On Investment	- 132.68 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	- 3,210,000 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	237,000	68.23
Labor-Dependent	55,000	15.71
Facility-Dependent	48,000	13.66
Laboratory/QC/QA	8,000	2.36
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.04
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>348,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (80 min)

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	271,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	271,000 \$
Operating Cost	178,000 \$/yr
Production Rate	275.26 kg MP/yr
Unit Production Cost	648.14 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 57.42 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	59,000	33.27
Labor-Dependent	55,000	30.63
Facility-Dependent	56,000	31.26
Laboratory/QC/QA	8,000	4.59
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.25
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>178,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (100 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	305,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	305,000 \$
Operating Cost:	174,000 \$/yr
Production Rate	256.38 kg MP/yr
Unit Production Cost	678.47 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 48.66 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	47,000	27.30
Labor-Dependent	55,000	31.42
Facility-Dependent	63,000	36.31
Laboratory/QC/QA	8,000	4.71
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.25
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>174,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (120 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	270,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	270,000 \$
Operating Cost	159,000 \$/yr
Production Rate	226.76 kg MP/yr
Unit Production Cost	699.23 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment:	- 50.45 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	40,000	24.96
Labor-Dependent	55,000	34.47
Facility-Dependent	56,000	35.17
Laboratory/QC/QA	8,000	5.17
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.23
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>159,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (150 min)

**1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)**

Total Capital Investment	269,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	269,000 \$
Operating Cost	151,000 \$/yr
Production Rate	197.66 kg MP/yr
Unit Production Cost	762.63 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 47.67 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	32,000	21.02
Labor-Dependent	55,000	36.25
Facility-Dependent	56,000	36.99
Laboratory/QC/QA	8,000	5.44
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.29
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>151,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (180 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	268,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	268,000 \$
Operating Cost	145,000 \$/yr
Production Rate	178.26 kg MP/yr
Unit Production Cost	815.58 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 45.76 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	26,000	18.16
Labor-Dependent	55,000	37.59
Facility-Dependent	56,000	38.36
Laboratory/QC/QA	8,000	5.61
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.25
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>145,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (210 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	268,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	260,000 \$
Operating Cost	142,000 \$/yr
Production Rate	161.35 kg MP/yr
Unit Production Cost	878.38 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 44.45 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	23,000	15.99
Labor-Dependent	55,000	38.54
Facility-Dependent	56,000	39.35
Laboratory/QC/QA	8,000	5.78
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.34
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>142,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (240 min)

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	260,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	268,000 \$
Operating Cost	139,000 \$/yr
Production Rate	143.20 kg MP/yr
Unit Production Cost	969.86 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 43.44 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	20,000	14.28
Labor-Dependent	55,000	39.35
Facility-Dependent	56,000	40.15
Laboratory/QC/QA	8,000	5.90
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.32
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>139,000</b>	<b>100.00</b>



Tempo de extração (300 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	268,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	268,000 \$
Operating Cost	139,000 \$/yr
Production Rate	143.20 kg MP/yr
Unit Production Cost	969.86 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 43.44 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	20,000	14.28
Labor-Dependent	55,000	39.35
Facility-Dependent	56,000	40.15
Laboratory/QC/QA	8,000	5.90
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.32
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>139,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (360 min)

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	267,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	267,000 \$
Operating Cost	132,000 \$/yr
Production Rate	100.71 kg MP/yr
Unit Production Cost	1,313.69 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 41.07 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	13,000	10.01
Labor-Dependent	55,000	41.31
Facility-Dependent	56,000	42.15
Laboratory/QC/QA	8,000	6.20
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.34
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>132,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (420 min)

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	267,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	267,000 \$
Operating Cost	130,000 \$/yr
Production Rate	88.46 kg MP/yr
Unit Production Cost	1,473.40 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 40.36 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	11,000	8.71
Labor-Dependent	55,000	41.88
Facility-Dependent	56,000	42.79
Laboratory/QC/QA	8,000	6.28
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.35
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>130,000</b>	<b>100.00</b>

Tempo de extração (480 min)

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	267,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	267,000 \$
Operating Cost	129,000 \$/yr
Production Rate	79.46 kg MP/yr
Unit Production Cost	1,623.47 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 39.88 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	10,000	7.72
Labor-Dependent	55,000	42.36
Facility-Dependent	56,000	43.23
Laboratory/QC/QA	8,000	6.25
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.34
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>129,000</b>	<b>100.00</b>

**ANEXO V – Relatórios da análise econômica realizada pelo simulador SuperPro Designer® no aumento de escala da obtenção de extrato de *Lippia sidodes* utilizando tecnologia supercrítica em equipamentos com preço de mercado americano e chinês**

**Modelo Americano**

Capacidade 0,005 m<sup>3</sup>

**1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)**

Total Capital Investment	309,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	309,000 \$
Operating Cost	594,000 \$/yr
Production Rate	2,563.85 kg MP/yr
Unit Production Cost	231.69 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 184.81 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Cutoff search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

**9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY**

Cost Item	\$	%
Raw Materials	475,000	79.96
Labor-Dependent	55,000	9.20
Facility-Dependent	56,000	9.39
Laboratory/QC/QA	8,000	1.38
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.07
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>594,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,05 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	706,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	706,000 \$
Operating Cost	741,000 \$/yr
Production Rate	2,563.85 kg MP/yr
Unit Production Cost	288.83 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 96.94 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	475,000	64.14
Labor-Dependent	109,000	14.76
Facility-Dependent	139,000	18.83
Laboratory/QC/QA	16,000	2.21
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.06
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>741,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,1 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,076,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,076,000 \$
Operating Cost	1,290,000 \$/yr
Production Rate	5,127.69 kg MP/yr
Unit Production Cost	251.58 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	1.00 %
Return On Investment	- 112.07 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	950,000	73.64
Labor-Dependent	109,000	8.47
Facility-Dependent	209,000	16.21
Laboratory/QC/QA	16,000	1.27
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	5,000	0.41
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>1,290,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,2 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,658,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,658,000 \$
Operating Cost	2,420,000 \$/yr
Production Rate	10,255.39 kg MP/yr
Unit Production Cost	235.94 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 138.33 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	1,900,000	78.52
Labor-Dependent	164,000	6.78
Facility-Dependent	314,000	12.96
Laboratory/QC/QA	25,000	1.02
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	18,000	0.73
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>2,420,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,3 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	2,234,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	2,234,000 \$
Operating Cost	3,483,000 \$/yr
Production Rate	15,383.08 kg MP/yr
Unit Production Cost	226.42 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 143.33 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	2,850,000	81.82
Labor-Dependent	164,000	4.71
Facility-Dependent	418,000	12.01
Laboratory/QC/QA	25,000	0.71
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	20,000	0.76
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>3,483,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,4 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	2,648,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	2,648,000 \$
Operating Cost	4,511,000 \$/yr
Production Rate	20,510.77 kg MP/yr
Unit Production Cost	219.96 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 162.95 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	3,800,000	84.22
Labor-Dependent	164,000	3.63
Facility-Dependent	488,000	10.82
Laboratory/QC/QA	25,000	0.55
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	35,000	0.78
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>4,511,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,5 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	3,031,000 \$
Capital Investment: Charged to This Project	3,031,000 \$
Operating Cost	5,540,000 \$/yr
Production Rate	25,339.47 kg MP/yr
Unit Production Cost	215.08 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 173.62 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	4,750,000	85.74
Labor-Dependent	164,000	2.96
Facility-Dependent	558,000	10.07
Laboratory/QC/QA	25,000	0.44
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	44,000	0.79
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>5,540,000</b>	<b>100.00</b>



Capacidade 1 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	4,807,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	4,807,000 \$
Operating Cost	10,675,000 \$/yr
Production Rate	51,276.93 kg MP/yr
Unit Production Cost	208.19 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 215.05 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	9,499,000	88.98
Labor-Dependent	219,000	2.05
Facility-Dependent	836,000	7.84
Laboratory/QC/QA	33,000	0.31
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	88,000	0.82
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>10,675,000</b>	<b>100.00</b>

## Modelo Chinês

Capacidade 0,005 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	140,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	140,000 \$
Operating Cost	139,000 \$/yr
Production Rate	256.38 kg MP/yr
Unit Production Cost	540.86 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 91.10 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	47,000	34.25
Labor-Dependent	55,000	39.41
Facility-Dependent	28,000	20.11
Laboratory/QC/QA	8,000	5.91
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.32
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>139,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,05 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	445,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	445,000 \$
Operating Cost	685,000 \$/yr
Production Rate	2,563.85 kg MP/yr
Unit Production Cost	267.08 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 146.38 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	475,000	69.30
Labor-Dependent	109,000	15.96
Facility-Dependent	84,000	12.22
Laboratory/QC/QA	16,000	2.39
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	0	0.06
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>685,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,1 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	684,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	604,000 \$
Operating Cost	1,206,000 \$/yr
Production Rate	5,127.69 kg MP/yr
Unit Production Cost	235.27 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 168.93 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	950,000	78.74
Labor-Dependent	109,000	9.06
Facility-Dependent	125,000	10.40
Laboratory/QC/QA	10,000	1.36
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	5,000	0.44
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>1,206,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,2 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,037,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,037,000 \$
Operating Cost	2,278,000 \$/yr
Production Rate	10,255.39 kg MP/yr
Unit Production Cost	222.17 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 212.70 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	1,900,000	83.38
Labor-Dependent	164,000	7.20
Facility-Dependent	181,000	7.95
Laboratory/QC/QA	25,000	1.08
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	9,000	0.39
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>2,278,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,3 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,386,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,386,000 \$
Operating Cost	3,302,000 \$/yr
Production Rate	15,383.08 kg MP/yr
Unit Production Cost	214.64 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 231.35 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Outofsearchinterval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	2,850,000	86.31
Labor-Dependent	164,000	4.97
Facility-Dependent	237,000	7.18
Laboratory/QC/QA	25,000	0.74
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	26,000	0.00
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>3,302,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,4 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,669,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,669,000 \$
Operating Cost	4,302,000 \$/yr
Production Rate	20,510.77 kg MP/yr
Unit Production Cost	209.76 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	1.00 %
Return On Investment:	- 251.07 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

### 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	3,800,000	88.32
Labor Dependent	164,000	3.81
Facility-Dependent	279,000	6.43
Laboratory/QC/QA	25,000	0.57
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	35,000	0.82
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>4,302,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 0,5 m<sup>3</sup>

### 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	1,952,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	1,952,000 \$
Operating Cost	5,303,000 \$/yr
Production Rate	25,638.47 kg MP/yr
Unit Production Cost	206.83 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 265.08 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	4,750,000	89.57
Labor-Dependent	164,000	3.09
Facility-Dependent	321,000	6.05
Laboratory/QC/QA	25,000	0.46
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	44,000	0.83
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>5,303,000</b>	<b>100.00</b>

Capacidade 1 m<sup>3</sup>

## 1. EXECUTIVE SUMMARY (2008 prices)

Total Capital Investment	3,502,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	3,502,000 \$
Operating Cost	10,396,000 \$/yr
Production Rate	51,276.93 kg MP/yr
Unit Production Cost	202.75 \$/kg MP
Total Revenues	0 \$/yr
Gross Margin	- 1.00 %
Return On Investment	- 290.45 %
Payback Time	100,000.00 years
IRR (After Taxes)	Out of search interval (0-1000%)
NPV (at 7.0% Interest)	0 \$

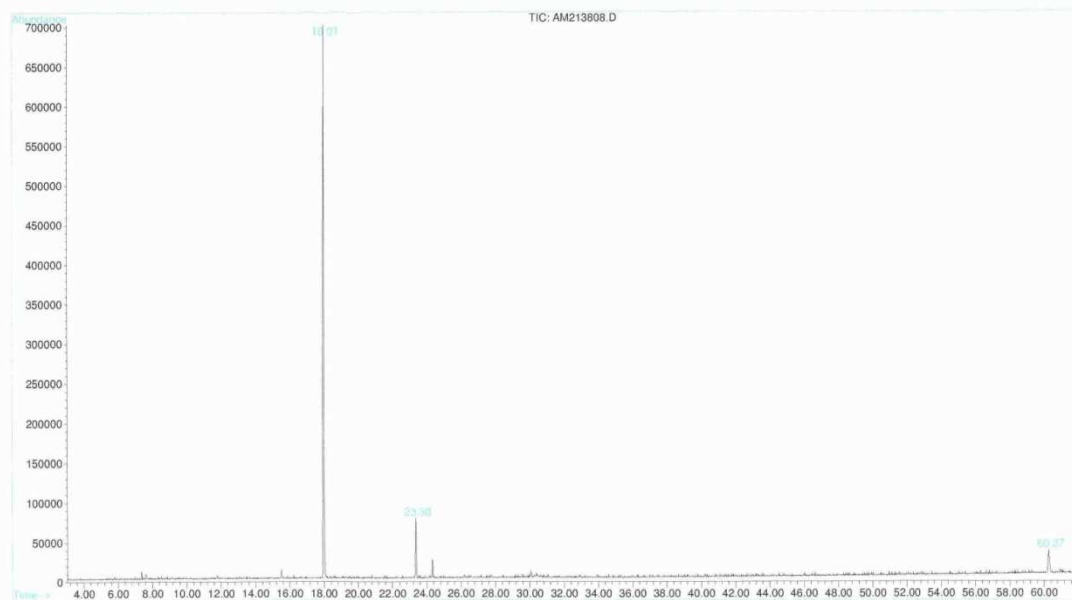
## 9. ANNUAL OPERATING COST (2008 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item	\$	%
Raw Materials	9,499,000	91.37
Labor-Dependent	219,000	2.10
Facility-Dependent	558,000	5.36
Laboratory/QC/QA	33,000	0.32
Consumables	0	0.00
Waste Treatment/Disposal	0	0.00
Utilities	88,000	0.85
Transportation	0	0.00
Miscellaneous	0	0.00
Advertising/Selling	0	0.00
Running Royalties	0	0.00
Failed Product Disposal	0	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>10,396,000</b>	<b>100.00</b>



**ANEXO VI – Relatórios da análise qualitativa por cromatografia gasosa com espectrometria de massa (CG-EM) do extrato de *Lippia sidodes* obtido por tecnologia supercrítica.**

File : C:\HPCHEM\2\DATA\AM213808.D  
 Operator : JLPZJ  
 Acquired : 17 Oct 2008 11:20 using AcqMethod OE\_CAL  
 Instrument : GC/MS Ins  
 Sample Name : 560/08\_AP  
 Misc Info : FEA/MEBERLIN  
 Vial Number : 2



Data File : C:\HPCHEM\2\DATA\AM213808.D Vial: 2  
 Acq On : 17 Oct 2008 11:20 Operator: JLPZJ  
 Sample : 560/08\_AP Inst : GC/MS Ins  
 Misc : FEA/MEBERLIN Multiplr: 1.00  
 Sample Amount: 0.00

MS Integration Params: events.e

Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\OE\_CAL.M (Chemstation Integrator)

Title :

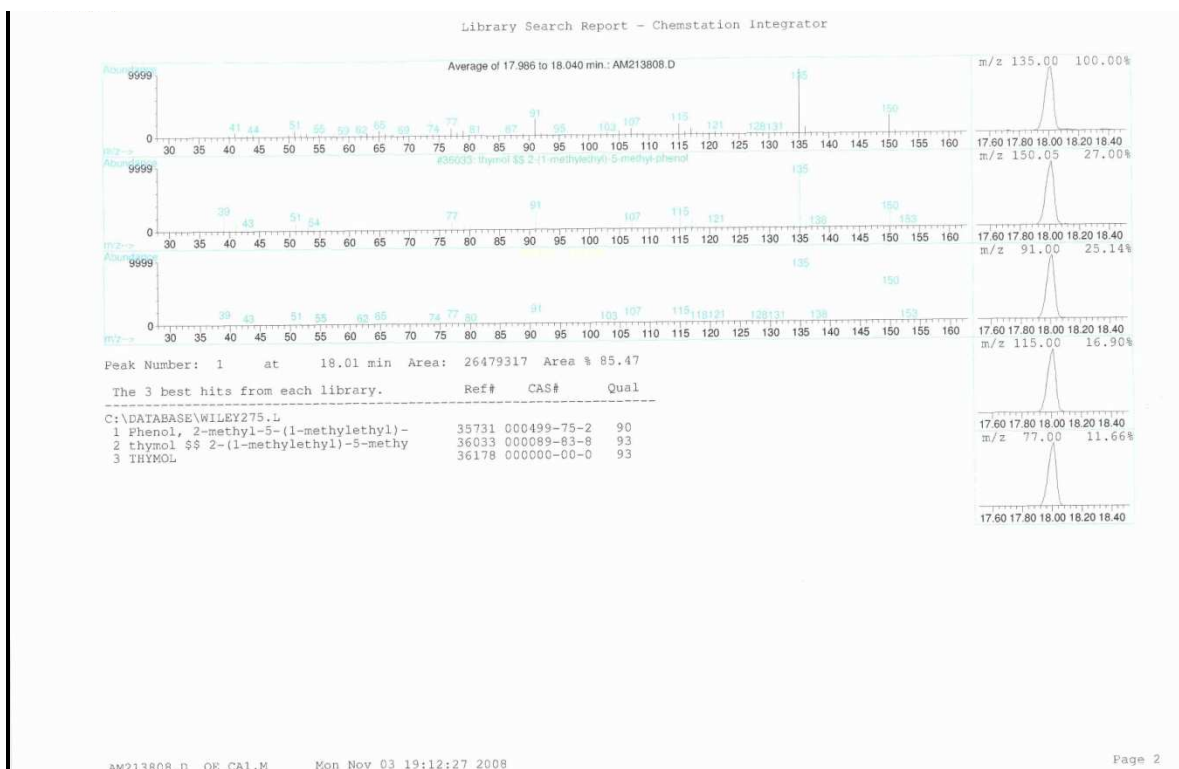
Signal : TIC

peak #	R.T. min	first scan	max scan	last scan	PK TY	peak height	peak area	peak % max.	% of total
1	18.013	1119	1128	1142	BB	696510	26479317	100.00%	85.467%
2	23.370	1525	1531	1541	BB 3	73179	2746533	10.37%	8.865%
3	60.274	4291	4307	4326	BV 4	28294	1755908	6.63%	5.668%

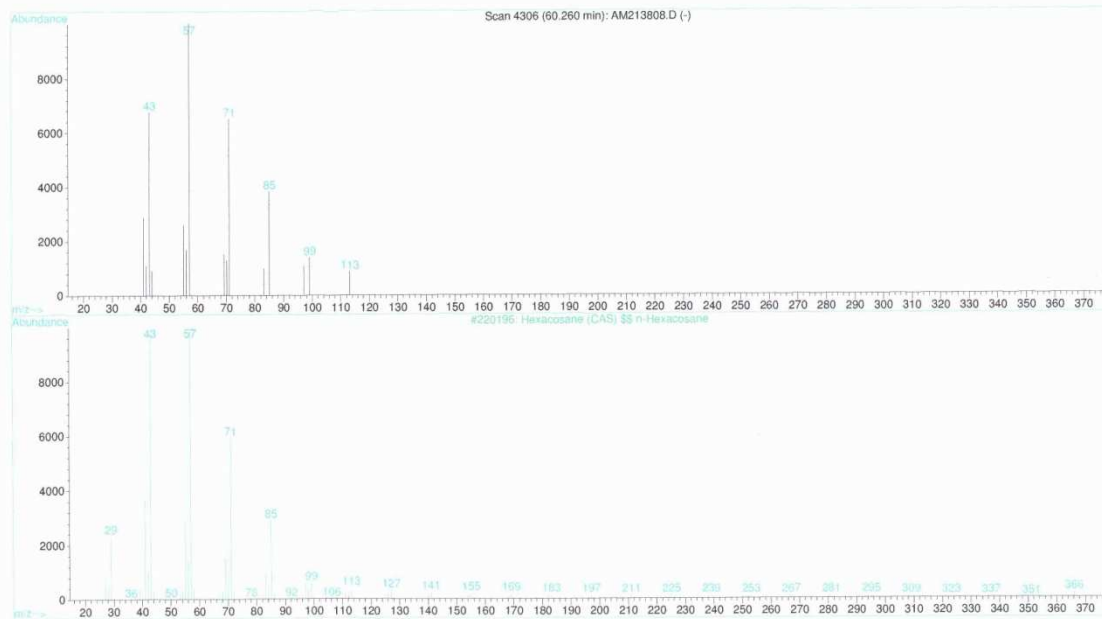
Sum of corrected areas: 30981759

AM213808.D OE\_CAL.M Mon Nov 03 19:11:49 2008





File : C:\HPCHEM\2\DATA\AM213808.D  
 Operator : JLPZJ  
 Acquired : 17 Oct 2008 11:20 using AcqMethod OE\_CA1  
 Instrument : GC/MS Ins  
 Sample Name: 560/08\_AP  
 Misc Info : FEA/MEBERLIN  
 Vial Number: 2



Scan 4306 (60.260 min): AM213808.D  
 560/08\_AP

PBM Search of library C:\DATABASE\WILEY275.L

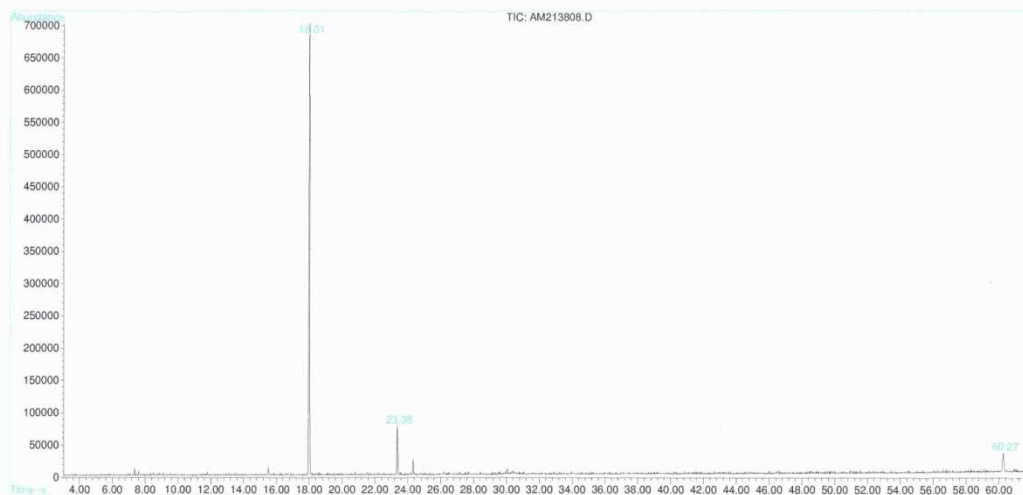
Name	MolWt	Formula	Qual
1. Hexacosane (CAS) \$ n-Hexacosane	366	C26H54	83
2. Eicosane (CAS) \$ n-Eicosane	282	C20H42	78
3. Heptadecane (CAS) \$ n-Heptadecane \$ No	240	C17H36	72
4. Tetradecane (CAS) \$ n-Tetradecane \$ Is	198	C14H30	72
5. Dotriacontane (CAS) \$ n-Dotriacontane \$	451	C32H66	53
6. pentadecane	212	C15H32	64
7. Nonadecane (CAS) \$ n-Nonadecane	268	C19H40	72
8. Heptadecane, 2,6-dimethyl-	268	C19H40	53
9. Undecane (CAS) \$ n-Undecane \$ Hendecan	156	C11H24	64
10. Hexane, 3,3-dimethyl- (CAS) \$ 3,3-Dimet	114	C8H18	53
11. Tridecane, 2-methyl- (CAS) \$ 2-Methyltr	198	C14H30	43

Prob	CAS#	Ref#	K	dK	Flag	%	Con	C_1	Tilt	R_IV	XCORR	
1.	83	000630-01-3	220196	76	61	0	76	0	50	3	39	9941
2.	78	000112-95-8	163880	72	50	0	76	9	46	2	38	9934
3.	72	000629-78-7	126477	43	67	0	84	15	42	0	39	9915
4.	72	000629-59-4	83545	65	51	0	73	13	42	0	38	9908
5.	53	000544-85-4	250419	44	106	0	70	28	28	0	39	9870
6.	64	000629-62-9	98341	50	55	0	96	18	37	3	38	9835
7.	72	000629-92-5	151985	47	70	0	99	15	42	0	39	9819
8.	53	054105-67-8	152005	47	70	0	94	30	28	8	41	9768
9.	64	001120-21-4	42760	53	43	0	94	18	37	16	41	9611
10.	53	000563-16-6	12481	50	44	1	68	27	28	18	38	9400
11.	43	001560-96-9	83554	46	50	0	97	45	18	20	41	9351

## Library Search Report

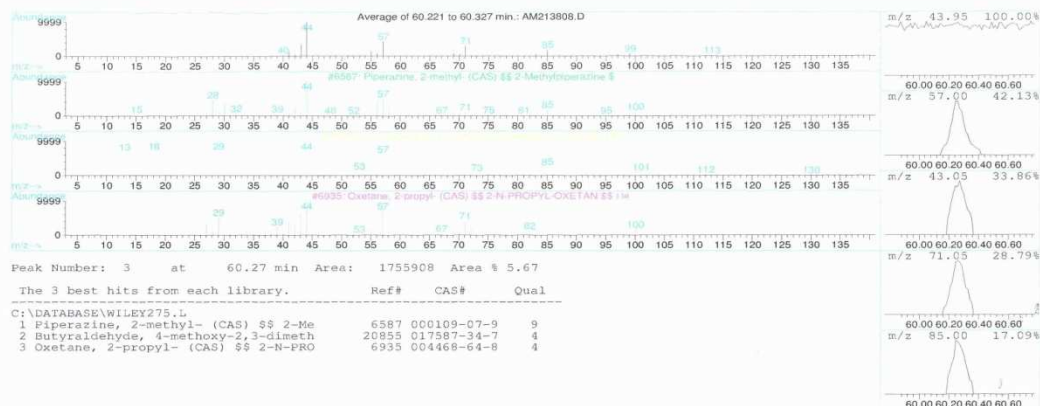
Data File : C:\HPCHEM\2\DATA\AM213808.D Vial: 2  
Acq On : 17 Oct 2008 11:20 Operator: JLPALZJ  
Sample : 560/08\_AP Inst : GC/MS Ins  
Misc : FEA/MEBERLIN Multiplr: 1.00  
Sample Amount: 0.00  
MS Integration Params: events.e  
Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\OE\_CA1.M (Chemstation Integrator)  
Title :



AM213808.D OE\_CA1.M Mon Nov 03 19:12:27 2008

Page 1

## Library Search Report - Chemstation Integrator



AM213808.D OE\_CA1.M Mon Nov 03 19:12:28 2008

Page 4

File : C:\HPCHEM\2\DATA\AM213808.D  
Operator : JLPACZ  
Acquired : 17 Oct 2008 11:20 using AcqMethod OE\_CA1  
Instrument : GC/MS Ins  
Sample Name: 560/08\_AP  
Misc Info : FEA/MEBERLIN  
Vial Number: 2

